



**Titre:** Caractérisation de l'hydrodynamique d'une colonne à bulles à l'aide  
Title: de mesures locales

**Auteur:** Sylvain Lefebvre  
Author:

**Date:** 1999

**Type:** Mémoire ou thèse / Dissertation or Thesis

**Référence:** Lefebvre, S. (1999). Caractérisation de l'hydrodynamique d'une colonne à bulles à  
Citation: l'aide de mesures locales [Mémoire de maîtrise, École Polytechnique de  
Montréal]. PolyPublie. <https://publications.polymtl.ca/8659/>

 **Document en libre accès dans PolyPublie**  
Open Access document in PolyPublie

**URL de PolyPublie:** <https://publications.polymtl.ca/8659/>  
PolyPublie URL:

**Directeurs de  
recherche:**  
Advisors:

**Programme:** Non spécifié  
Program:

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

**CARACTÉRISATION DE L'HYDRODYNAMIQUE D'UNE COLONNE À BULLES  
À L'AIDE DE MESURES LOCALES**

SYLVAIN LEFEBVRE

DÉPARTEMENT DE GÉNIE CHIMIQUE  
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

MÉMOIRE PRÉSENTÉ EN VUE DE L'OBTENTION  
DU DIPLÔME DE MAÎTRISE ÈS SCIENCES APPLIQUÉES  
(GÉNIE CHIMIQUE)  
AVRIL 1999



National Library  
of Canada

Acquisitions and  
Bibliographic Services

395 Wellington Street  
Ottawa ON K1A 0N4  
Canada

Bibliothèque nationale  
du Canada

Acquisitions et  
services bibliographiques

395, rue Wellington  
Ottawa ON K1A 0N4  
Canada

*Your file Votre référence*

*Our file Notre référence*

The author has granted a non-exclusive licence allowing the National Library of Canada to reproduce, loan, distribute or sell copies of this thesis in microform, paper or electronic formats.

The author retains ownership of the copyright in this thesis. Neither the thesis nor substantial extracts from it may be printed or otherwise reproduced without the author's permission.

L'auteur a accordé une licence non exclusive permettant à la Bibliothèque nationale du Canada de reproduire, prêter, distribuer ou vendre des copies de cette thèse sous la forme de microfiche/film, de reproduction sur papier ou sur format électronique.

L'auteur conserve la propriété du droit d'auteur qui protège cette thèse. Ni la thèse ni des extraits substantiels de celle-ci ne doivent être imprimés ou autrement reproduits sans son autorisation.

0-612-46656-6

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé :

**CARACTÉRISATION DE L'HYDRODYNAMIQUE D'UNE COLONNE À BULLES  
À L'AIDE DE MESURES LOCALES**

présenté par : LEFEBVRE, Sylvain

en vue de l'obtention du diplôme de : Maîtrise ès sciences appliquées

a été dûment accepté par le jury d'examen constitué de :

M. CARREAU, Pierre, Ph.D., président

M. GUY, Christophe, Ph.D., membre et directeur de recherche

M. CHAOUKI, Jamal, Ph.D., membre



à mes parents,  
André et Suzanne

et

à ma copine,  
Mireille

## REMERCIEMENTS

Je voudrais tout d'abord remercier mon directeur, le professeur Christophe Guy, pour la liberté qu'il m'a laissée durant toute la réalisation de mon projet de maîtrise. Je lui suis également reconnaissant du soutien financier qu'il m'a accordé et de ses remarques pertinentes concernant la rédaction de l'article et de mon mémoire.

Je remercie également les membres du Jury, le professeur Pierre Carreau et le professeur Jamal Chaouki, d'avoir accepté d'évaluer ce projet de maîtrise.

Un merci tout particulier à Richard-François Caron, qui a développé la technique d'anémométrie par impulsion thermique, pour son aide précieuse quant à l'opération dudit instrument. De plus, nous sommes très reconnaissants envers le professeur Michel Perrier pour son aide apportée lors de l'analyse des signaux qui ont servi au développement de la technique de mesure.

Je voudrais également exprimer toute ma gratitude à l'équipe technique, soit Jean Huard, Gino Robin, Carol Painchaud et surtout Daniel Dumas et Robert Delisle pour leur aide essentielle à la réalisation de mon projet de maîtrise et pour les rires qu'ils m'ont apportés tout au long du déroulement du projet. Merci également aux secrétaires, Brigitte Gagnon, Sabine Plusquellec et Martine Lamarche pour leur patience à répondre à mes questions d'ordre administratif et pour leur gentillesse.

Il m'est important de remercier Stéphane Renou, étudiant au Ph.D. et ami, d'avoir répondu à mes questions générales concernant l'instrumentation et de m'avoir apporté une grande aide relativement à la programmation en MatLab. De plus, merci de comprendre la passion pour la recherche et de la vivre.

Merci à mes parents, je leur dois en partie ma situation académique actuelle...Un merci bien spécial à ma copine, Mireille O'Brien, pour sa patience durant les périodes intenses où mon taux d'absentéisme à la maison était grand dû à des heures de travail quelquefois anormales.

Je remercie mes compagnons d'études (Frédéric, Guillaume, Stéphane, Thierry, Éric, Maria, Patrice, Antoine, Jean-François, ...), avec lesquels j'ai passé deux belles années de maîtrise et je leur dis merci de leur appui moral dans les moments les plus difficiles. J'espère sincèrement que nos chemins se croiseront à nouveau lors de nos futures carrières. Je les remercie en plus d'avoir converti la colonne à bulles en une unité toute désignée pour son application et pleine de vie...Dommage que les poissons ne soient plus là pour en témoigner...

## RÉSUMÉ

Les colonnes à bulles sont largement utilisées comme contacteur gaz/liquide. Leurs applications touchent l'industrie chimique, pétrochimique et biologique. La compréhension de l'hydrodynamique des colonnes à bulles est nécessaire pour leur dimensionnement. Bien qu'une grande quantité d'information puisse être trouvée dans la littérature, l'hydrodynamique des colonnes à bulles n'est pas encore bien comprise et les études portent souvent sur seulement une des phases i.e. liquide ou gazeuse. Parce que l'hydrodynamique de chaque phase est intimement liée, l'étude de leurs interactions est d'intérêt. Les mesures concernant l'hydrodynamique locale sont très utiles dans ce genre d'étude. Les objectifs de ce travail sont d'étudier l'hydrodynamique locale de la phase liquide et ses interactions avec l'hydrodynamique de la phase gazeuse.

Les interactions entre les phases génèrent des caractéristiques d'écoulement pouvant changer avec la localisation, avec la vitesse superficielle du gaz et avec les régimes d'écoulement. Afin de réaliser cette étude, une technique de traçage thermique local est utilisée. Ainsi, les distributions de temps de séjour local et les distributions de vitesse locale de la phase liquide sont mesurées. Cette étude s'est premièrement réalisée dans la zone de montée du liquide et à travers les régimes d'écoulement homogène et hétérogène. Le mélange du liquide est analysé séparément sur la base de deux suppositions : il est considéré dispersif ou convectif. Des résultats concernant l'hydrodynamique de la phase gazeuse obtenus précédemment pour la même colonne à bulles sont comparés aux résultats

obtenus lors de la réalisation de ce travail. En deuxième lieu, le mécanisme de mélange de la phase liquide dans les zones de montée et de descente du liquide est étudié à l'aide de l'analyse de la variance (analyse de l'évolution de la variance selon la distance entre deux points de mesure) à travers les régimes d'écoulement homogène et hétérogène.

Le mélange du liquide est étudié à une mésoéchelle car la technique de mesure ne tient pas compte des très petites échelles entre les sondes (micromélange), elle n'inclut pas non plus les grands patrons d'écoulement représentant le macromélange. Lorsque le mécanisme de mélange est supposé être de type dispersif, il apparaît que l'influence des grosses bulles (dans le régime hétérogène) est grande. Le mélange local est plus important à de grande vitesse superficielle du gaz et augmente lorsque l'on s'éloigne du centre de la colonne. Lorsque le mécanisme de mélange est supposé être de type convectif, il apparaît que les distributions de vitesse locale du liquide sont plus étroites dans le régime homogène que dans le régime hétérogène. En effet, l'apparition d'une longue queue sur les distributions (grandes vitesses du liquide) coïncide avec l'apparition des grosses bulles. Ainsi, le mésomélange est plus vigoureux lorsque les grosses bulles sont présentes. De plus, l'aire sous cette queue augmente avec la fraction des grosses bulles. Il est également montré que les distributions de vitesse globale des bulles et les distributions de vitesse locale du liquide moyennées sur la section de la région ascendante du liquide sont similaires. Le liquide semble donc être intimement lié aux bulles (sillage des bulles). Si l'on suppose que le mécanisme de mélange de la phase gazeuse est convectif, il est alors possible de penser que le mécanisme de mélange du liquide est au moins en partie également convectif. Ainsi,

le modèle de dispersion axiale qui représente un mécanisme de mélange de type dispersif ne serait pas adéquat pour représenter le mélange de la phase liquide dans une colonne à bulles. En outre, la comparaison entre les distributions adimensionnelles de la vitesse adimensionnelle des deux phases montre que le mécanisme de mélange du liquide semble changer avec la vitesse superficielle du gaz contrairement au mécanisme de mélange de la phase gazeuse.

Malheureusement, l'analyse de la variance ne s'est pas avérée concluante. En effet, l'intervalle de confiance (avec 95 % de probabilité) de l'indice du mécanisme de mélange (pente du graphique Log-Log de l'écart-type de la distribution de temps de séjour versus la distance entre deux points de mesure) est trop grand pour faire des interprétations adéquates. Cet intervalle de confiance couvre presque toujours les trois valeurs typiques des trois principaux types de mécanisme de mélange connus (0.5 : mécanisme dispersif ; 1.0 : mécanisme convectif ; 1.5 ou plus : mécanisme turbulent). Ce grand intervalle de confiance est le résultat d'une faible plage de distances entre les points de mesures utilisés. Cette plage est restreinte par la technique de mesure mais des solutions concernant la diminution de cette restriction sont proposées. Quelques tendances sont quand même observées. Ainsi, le mécanisme de mélange de la zone ascendante semble être de type convectif dans le régime homogène et turbulent dans le régime hétérogène. Le mécanisme de mélange de la zone descendante semble être de type convectif dans chacun des régimes d'écoulement. Un autre type d'analyse est utilisé afin d'essayer de vérifier la validité du modèle de dispersion axiale à une mésoéchelle. Ce type d'analyse n'est pas non plus concluant pour la même

raison que mentionnée précédemment. L'analyse de la variance est cependant une méthode très intéressante et il serait avantageux de l'utiliser dans le futur pour la détermination du mécanisme de mélange de la phase liquide pour chacune des deux zones d'écoulement.

## ABSTRACT

Bubble columns are widely used as gas-liquid contactors. They have applications in chemical, petrochemical and biological industries. Knowledge about hydrodynamics of bubble columns is necessary for design purposes. Although a lot of information is found in the literature, bubble columns hydrodynamics are still not however well understood and the work is often oriented on only one phase i.e. liquid or gas. Because the hydrodynamics of each phase are intimately linked, the study of their interaction is of interest. Measurement about local hydrodynamics is helpful for this kind of study. The objectives of this work is to study the local hydrodynamics of the liquid phase and its interaction with the gas phase hydrodynamics.

The interactions of the phases generates flow characteristics, which possibly change with position in the bubble column, superficial gas velocity and flow regimes. In order to study that, a local thermal pulsed technique (tracer technique) is used. That is, local residence time distributions and local velocity distributions of the liquid phase are experimentally measured. The study is firstly carried out in the liquid upflow region and through the homogenous and heterogeneous flow regimes. Liquid mixing is analysed separately on the basis of two different assumptions : as a dispersive mechanism or as a convective mechanism. Results concerning the gas phase hydrodynamics obtained previously with the same bubble column as used here are compared with the local liquid results obtained in this work. In a second time, the mixing mechanism of the liquid upflow and downflow region is



studied with the variance analysis (analysis of the evolution of variance with the distance between two measuring points) through the homogenous and heterogeneous flow regimes.

Liquid mixing is investigated at the mesoscale because the measurement technique does not account for the very small scales between the probes, nor does it include the large flow patterns representative of macromixing. If liquid mixing mechanism is assumed to be dispersive, the influence of large bubbles (in the heterogeneous flow regime) on local mixing appears to be large. Local mixing is more important at large superficial gas velocities and increase away the center of the column. If mixing is assumed to be due to convective flow, local liquid velocity distributions are narrower under homogeneous flow than in churn-turbulent flow. Indeed, the appearance of a long tail on the distribution (high liquid velocities) coincides with the appearance of large bubbles. That is, mesomixing is more vigorous when large bubbles are present. Moreover, the area under this tail increases with the fraction of large bubbles. It is also shown that the global bubble velocity distributions and the average upflow section liquid velocity distributions are similar. The liquid seems thus intimately linked with the bubbles (bubble wake). As gas phase mixing is convective, it is expected to find that liquid mixing is at least partially convective too. Thus, the axial dispersion model that represents a dispersive mixing mechanism is not adequate to represent liquid mixing in bubbles column. Furthermore, the comparison of the dimensionless velocity distributions of the two phases shows that the liquid mixing mechanism seems to change with superficial gas velocity unlike the gas-phase flow mechanism.

Unfortunately, the variance analysis is not conclusive. Indeed, the confidential interval (with probability of 95 %) of the mixing mechanism index (slope of a Log-Log plot of standard deviation of residence time distribution versus distance between two measuring points) is too large for a good interpretation. This confidential interval cover almost always the tree typical values of the tree principal types of mixing mechanism known (0.5 : dispersive mechanism ; 1.0 : convective mechanism and 1.5 or more : turbulent mechanism). This large confidential interval is the result of the weak range of the distances between two measuring points used. This range is restricted by the measuring technique but solutions about the decreasing of this restriction are proposed. Some tendencies are observed all the same. That is, the mixing mechanism of the upflow region seems to be convective in the homogenous flow regime and turbulent in the heterogeneous flow regime. The mixing mechanism of the downflow region seems to be convective in the both homogeneous and heterogeneous flow regimes. Another analysis is tried to verify the validity of the axial dispersion model at the mesoscale. This analysis is not conclusive too for the same raison mentioned above. The variance analysis is however a very attractive technique and is will be advantageous to use this technique in the future for the determination of the mixing mechanism of the liquid phase in each two flow regions.

# TABLE DES MATIÈRES

DÉDICACE.....IV

REMERCIEMENTS.....V

RÉSUMÉ.....VIII

ABSTRACT.....XI

TABLE DES MATIÈRES.....XIV

LISTE DES FIGURES.....XIX

LISTE DES ANNEXES.....XXIII

NOMENCLATURE.....XXIV

INTRODUCTION.....1

CHAPITRE 1 REVUE DE LA LITTÉRATURE .....4

<b>1.1 Colonne à bulles .....</b>	<b>4</b>
1.1.1 Caractéristiques et applications industrielles.....	4
1.1.2 Régimes d'écoulements .....	8
1.1.3 Techniques de mesure utilisées dans les systèmes gaz/liquide.....	10
1.1.4 Écoulement de la phase gazeuse .....	20
1.1.5 Écoulement de la phase liquide .....	32
1.1.6 Interaction des phases liée à l'écoulement.....	42
1.1.7 Mécanismes de mélange .....	43
1.1.8 Mélange de la phase gazeuse .....	48
1.1.9 Mélange de la phase liquide.....	53
 <b>1.2 Mécanisme de mélange local du liquide pour un système gaz/liquide – étude dans le tube de montée (« riser ») d'un réacteur de type airlift concentrique. ....</b>	<b>64</b>
 <b>CHAPITRE 2 POSITIONNEMENT DU PRÉSENT PROJET DE MÉMOIRE.....</b>	<b>75</b>
 <b>CHAPITRE 3 EXPÉRIMENTAL .....</b>	<b>76</b>
 <b>3.1 Montage expérimental.....</b>	<b>76</b>
 <b>3.2 Anémométrie par impulsion thermique (TPA).....</b>	<b>78</b>
3.2.1 Principe et équipements .....	78
3.2.2 Acquisition.....	81
3.2.3 Tests effectués lors de la réalisation du présent projet .....	82

<b>3.3 Anémométrie laser par effet Doppler (LDA) .....</b>	<b>85</b>
3.3.1 Principe et équipements .....	86
3.3.2 Technique de discrimination des signaux de chacune des phases .....	91
3.3.3 Tests effectués lors de la réalisation du présent projet .....	92
 <b>CHAPITRE 4 CHARACTERIZATION OF BUBBLE COLUMN HYDRODYNAMICS WITH LOCAL MEASUREMENTS.....</b>	<b>95</b>
<b>4.1 Abstract.....</b>	<b>96</b>
<b>4.2 Introduction.....</b>	<b>97</b>
<b>4.3 Literature review .....</b>	<b>98</b>
4.3.1 Liquid phase hydrodynamics .....	98
4.3.2 Gas phase hydrodynamics .....	99
<b>4.4 Experimental .....</b>	<b>100</b>
<b>4.5 Results and discussion .....</b>	<b>102</b>
4.5.1 Mean local liquid velocity .....	102
4.5.2 Considering mixing as a dispersion mechanism.....	103
4.5.3 Considering the distribution of local liquid velocity (convective mixing).....	107
4.5.4 Comparison of local liquid velocity distribution and global absolute bubble velocity distributions. ....	109

<b>4.6 Conclusion .....</b>	<b>112</b>
<b>4.7 Acknowledgement.....</b>	<b>114</b>
<b>4.8 Nomenclature .....</b>	<b>114</b>
<b>4.9 References.....</b>	<b>115</b>
 <b>CHAPITRE 5 ESSAIS PORTANT SUR LA DÉTERMINATION DU MÉCANISME DE MÉLANGE DES ZONES ASCENDANTE ET DESCENDANTE DE LA PHASE LIQUIDE DANS UNE COLONNE À BULLES.....</b>	 <b>120</b>
<b>5.1 Analyse de la variance – détermination du mécanisme de mélange .....</b>	<b>121</b>
<b>5.2 Analyse de la variation du coefficient de dispersion axiale selon la distance entre les sondes – validité du MDA.....</b>	<b>129</b>
 <b>CONCLUSION .....</b>	 <b>133</b>
 <b>RECOMMANDATIONS.....</b>	 <b>136</b>
 <b>RÉFÉRENCES.....</b>	 <b>142</b>
 <b>ANNEXES .....</b>	 <b>159</b>

## LISTE DES FIGURES

Figure 1.1 : structure générale d'une colonne à bulles. ....	5
Figure 1.2 : régimes d'écoulements d'une colonne à bulles. a) régime à bulles (régime homogène); b) régime turbulent-baraté (régime hétérogène); c) régime de pitonnage. .	9
Figure 1.3 : profil radial du taux de vide pour diverses vitesses superficielles du gaz ( $w_{SG}$ sur la figure). Les profils sont obtenus pour deux systèmes : (a) air/eau et (b) air/solution aqueuse de 0.22 wt % propanol. $D_c = 0.60$ m. $H_c = 3.5$ ou $5.4$ m : non précisé par les auteurs. Distributeur à gaz : non mentionné. (Tiré de Menzel et al. (1990)). ....	21
Figure 1.4 : comparaison entre l'évolution de la vitesse terminale d'une seule bulle selon son diamètre équivalent et de celle d'une chaîne de bulles à différentes fréquences d'injection. Les bulles sont formées d'air et le liquide est de l'eau distillée. (Tiré de Marks (1973)). ....	25
Figure 1.5 : profil radial de vitesse axiale des bulles selon la vitesse superficielle du gaz à deux positions axiales. Le graphique du haut présente le profil à $z/D_c = 2.6$ et le graphique du bas présente le profil à $z/D_c = 12$ . $D_c = 0.29$ m et $H_c = 4.5$ m. Distributeur à gaz : plaque perforée. Système : air/eau-déionisée. (Tiré de Yao et al. (1990)). ....	26

- Figure 1.6 : représentation de la montée de la trompe de bulles (en foncé) et de la circulation du liquide (ligne fléchée) pour diverses vitesses superficielles du gaz. Les dessins du bas montrent la zone située près du distributeur à gaz et les dessins du haut montrent la zone loin des effets de bords. Les cercles concentriques montrés sur le dessin du milieu en haut représente un vortex de liquide. (Tiré de Fisher et al. (1994)). .....29
- Figure 1.7 : profil radial du diamètre équivalent moyen des bulles selon la vitesse superficielle du gaz à deux positions axiales relatives ( $z/D_c$ ), soit 2.6 et 12.  $D_c = 0.29$  m et  $H_c = 4.5$  m. Distributeur à gaz : plaque perforée. Système air/eau-déionisée. (Tiré de Yao et al. (1990)). .....31
- Figure 1.8 : Profil radial typique de la vitesse axiale du liquide dans une colonne à bulles.32
- Figure 1.9 : circulation du liquide dans une colonne à bulles modélisée selon deux auteurs : a) Joshi et Sharma (1979) et b) Zehner (1986a et b). .....37
- Figure 1.10 : circulation du liquide représentée par des lignes de courants et par un champ vectoriel.  $D_c = 0.114$  m et  $H_c \approx 0.57$  m (indiquée sur la figure par  $H_0$ ). Distributeur à gaz : plaque poreuse. a)  $U_g = 0.028$  m/s (régime homogène) b) 0.184 m/s (régime hétérogène). (Tiré de Dudukovic et al. (1991)). .....38
- Figure 1.11 : macrostructure de l'écoulement dans a) une colonne à bulles ; modèle de Franz et al. (1984) et b) dans un lit fluidisé gaz/liquide/solide ou dans une colonne à bulles ; modèle de Chen et al. (1994). (Tiré de Larachi et al. (1996)). .....40
- Figure 1.12 : schématisation du Modèle de Dispersion Axiale (MDA). .....44



Figure 1.13 : représentation du modèle de Myers et al. (1987). (Tiré de Myers et al., 1987)	58
Figure 1.14 : schématisation du modèle de Rustemeyer et al. (1989).	60
Figure 1.15 : schématisation du modèle de Degaleesan et al. (1996). Modèle à quatre zones : A et B zones d'entrées et de désengagement du gaz respectivement (considérées parfaitement mélangé) ; 1 et 2 zones de montées et de descentes du liquide respectivement (considérées piston-dispersif). Notations : $v_i$ : débit volumique, $C_{Ti}$ : concentration molaire du traceur, $V_i$ : volume, $K$ : coefficient d'échange de matière, $u_i$ : vitesse du liquide, $i$ : indice lié à une zone.	63
Figure 1.16: comparaison du profil de l'exposant « n » ( $\beta$ sur la figure) de l'équation 1.16 (a) et de la vitesse relative des bulles (b). (Tiré de Schmidt et al, 1992a).	66
Figure 1.17: distribution de temps de séjour du liquide contenu dans le sillage d'une bulle ayant un diamètre de 5 mm. (Tiré de Schmidt et al., 1992b).	69
Figure 3.1 : schéma du montage expérimental. Le schéma n'est pas à l'échelle.	77
Figure 3.2 schéma de la technique d'anémométrie par impulsion thermique. La distance entre les électrodes est de 4 mm centre à centre.	79
Figure 3.3 : signal pseudo-stochastique utilisé. Le « pas » est une unité de temps arbitraire. Le choix pour la période d'un pas peut varier beaucoup mais les rapports du nombre de pas entre chaque onde carrée doivent rester inchangés.	80
Figure 3.4 : détermination de la zone linéaire de la relation qui relie le délais moyen (temps de séjours moyen) à la distance entre les sondes. $U_g = 0.020$ m/s.	84

- Figure 3.5 : détermination du délais du système à deux vitesses superficielles du gaz couvrant les deux régimes d'écoulement, soit  $U_g = 0.020$  m/s (régime homogène) et  $U_g = 0.050$  m/s (régime hétérogène). Le délai du système est le même pour les deux vitesses de gaz, soit 0.004 seconde. ....84
- Figure 3.6 : comparaison du taux de vide dans la colonne à bulles contenant de l'eau avec et sans KCl. ....85
- Figure 3.7 : appareillage typique d'un LDA. ....87
- Figure 3.8 : modèle de franges. Le volume de mesure du LDA est constitué de franges d'interférences clairs ou sombres alternées de façon régulière et espacées d'une distance « d ». ....88
- Figure 3.9 : système d'anémométrie laser par effet Doppler (LDA) de Dantect.....90
- Figure 3.10 : distributions de la vitesse du liquide mesurée à l'aide du LDA. a) mesure réalisée lorsque le liquide estensemencé par les poussières de sable dans la colonne à bulles b) mesure réalisée lorsque le liquide estensemencé par les PSP dans la colonne à bulles c) mesure réalisée lorsque le liquide estensemencé par les PSP dans un système liquide monophasique en régime laminaire (« a » tiré de Benaissa (1996) et « b » et « c » tiré de Lefebvre (1998))..... 94
- Figure 4.1 : Schematics of the Thermal Pulsed Anemometry (TPA) probes. The distance between the electrodes and the anemometer is 7.0 mm.....101
- Figure 4.2 : Local mean liquid velocity at different superficial gas velocities and different radial positions in the upflow region. ....103

Figure 4.3 : Local Peclet number evolution with superficial gas velocity at different radial positions.....	105
Figure 4.4 : Local dispersion coefficient evolution with superficial gas velocity at different radial positions.....	105
Figure 4.5 : Local liquid velocity distributions in the homogenous flow ( $U_g = 0.0090$ m/s and $0.0197$ m/s), transition point ( $U_g = 0.0369$ m/s) and churn turbulent flow regimes ( $U_g = 0.0499$ m/s and $0.0779$ m/s) at the centre of the column ( $r/R=0.00$ ). ....	109
Figure 4.6 : Comparison of averaged liquid velocity distribution at $r/R = 0.00$ to $0.58$ and global absolute bubble velocity distribution – $U_g = 0.037$ m/s. ....	109
Figure 4.7 : Comparison of dimensionless distributions of global absolute bubble velocities and liquid velocities in the upflow region at the transition point ( $U_g = 0.037$ m/s) and in the churn-turbulent flow regime ( $U_g = 0.050$ and $0.078$ m/s). The symbols are the same as in figure 4.6. ....	111
Figure 5.1 : logarithme de l'écart-type en fonction de celui du temps de séjour moyen obtenu à $r/R = 0.00$ et $U_g = 0.0200$ m/s.....	123
Figure 5.2 : effet de la vitesse superficielle du gaz ( $0.0200$ m/s (régime homogène), $0.0479$ m/s (régime hétérogène) et $0.0674$ m/s (régime hétérogène)) sur la valeur « n » (indice du mécanisme de mélange) dans la zone a) ascendante ( $r/R = 0.00$ ) et b) descendante ( $r/R = 0.90$ ) de la phase liquide.....	125
Figure 5.3 : relation logarithmique entre l'écart-type de la distribution et le temps de séjour moyen pour différentes vitesses superficielle du gaz mesuré par Schimdt et al. (1992b) avec la technique TPA. ....	129

## **LISTE DES ANNEXES**

<b>ANNEXE A – COPIE DU RAPPORT INTERNE CONCERNANT L'UTILISATION DU LDA LORS DE LA RÉALISATION DE CE PROJET DE MAÎTRISE (Lefebvre (1998)).....</b>	<b>160</b>
<b>ANNEXE B – FICHE SIGNALITIQUE DES PSP .....</b>	<b>199</b>
<b>ANNEXE C – EXEMPLES DE REGRESSION NON-LINÉAIRE DE LA DISTRIBUTION DE TEMPS DE SÉJOUR .....</b>	<b>211</b>
<b>ANNEXE D – DISCUSSION SUR LE CALCUL DES DISTRIBUTIONS ADIMENSIONNELLES DE LA VITESSE ADIMENSIONNELLE DU LIQUIDE ..</b>	<b>213</b>

## NOMENCLATURE

a, b et c	paramètres de l'équation 1.26, nil
B	constante de normalisation de l'équation 1.19, nil
b	fraction volumique des grosses bulles ( $\epsilon_{gl}/\epsilon_g$ ), nil
c	paramètre de l'équation 1.2 qui tient compte d'un taux de vide non-nul près de la paroi d'une colonne à bulles, nil
CoV	covariance entre une régression linéaire de l'écart-type d'un échantillon de temps de séjour et des valeurs mesurées de cet écart-type, s
$C_T$	concentration molaire du traceur, mole/m <sup>3</sup>
$C_{T0}$	concentration molaire d'un traceur à son injection, mole/m <sup>3</sup>
$C_{Ti}$	concentration molaire d'un traceur dans la zone i du modèle de Degaleesan et al. (1996) montré à la figure 1.15, mole/m <sup>3</sup>
d	hauteur d'une frange d'interférence au croisement de deux faisceaux laser, $\mu\text{m}$
$D_{ax}$	coefficient de dispersion axiale, cm <sup>2</sup> /s
$D_{\hat{ax}}$	coefficient de dispersion axiale local du liquide, cm <sup>2</sup> /s
$D_{ax_1}$	coefficient de dispersion axiale du liquide dans la zone de montée du liquide, cm <sup>2</sup> /s

$D_{ax1CARPT}$	coefficient de dispersion axiale du liquide dans la zone de montée du liquide mesuré à l'aide de la technique CARPT (résultats de Duducovic et al (1991)), $cm^2/s$
$D_{ax1regress.}$	coefficient de dispersion axiale du liquide dans la zone de montée du liquide obtenu de la régression du modèle de Degaleesan et al. (1996) présenté à la figure 1.15, $cm^2/s$
$D_{ax2}$	coefficient de dispersion axiale du liquide dans la zone de descente du liquide, $cm^2/s$
$D_{ax2CARPT}$	coefficient de dispersion axiale du liquide dans la zone de descente du liquide mesuré à l'aide de la technique CARPT (résultats de Duducovic et al (1991)), $cm^2/s$
$D_{ax2regress.}$	coefficient de dispersion axiale du liquide dans la zone de descente du liquide obtenu de la régression du modèle de Degaleesan et al. (1996) présenté à la figure 1.15, $cm^2/s$
$D_{axG}$	coefficient de dispersion axiale de la phase gazeuse, $cm^2/s$
$D_{axL}$	coefficient de dispersion axiale de la phase liquide, $cm^2/s$
$D_c$	diamètre d'une colonne à bulle, m
$D_{radL}$	coefficient de dispersion radiale de la phase liquide, $cm^2/s$
$E[(f(t) - f^V(t))^2]$	erreur quadratique moyenne d'une distribution « $f(t)$ », même unité que $f(t)$
$E(\hat{u}_{pbi} - \hat{u}_{pLi})$	moyenne des vitesses relatives « $\hat{u}_{pbi} - \hat{u}_{pLi}$ », m/s

$f(t, L)$	distribution de temps de séjours obtenue entre deux points de mesure séparés par une distance « $L$ », $s^{-1}$
$f(t)$	estimé d'une distribution, unité : l'inverse de « $t$ »
$f^V(t)$	vrai distribution, unité : l'inverse de « $t$ »
$f'(t)$	dérivé seconde par rapport à « $t$ » de la distribution « $f(t)$ », unité : l'inverse de « $t$ »
$f(u_{bi})$	distribution de la vitesse des bulles, $s/m$
$f_0$	fréquence de référence à la direction du vecteur vitesse d'une particule détectée par un anémomètre laser par effet Doppler LDA, Hz
$f^0(u_{bi})$	distribution idéale de la vitesse des bulles, sans interaction bulle-bulle, $s/m$
$f_D$	fréquence Doppler, Hz
$f_{PM}$	fréquence de la lumière réfléchiée par une particule en mouvement et mesurée par un photomultiplicateur, Hz
$\overline{f(\hat{u}_L)}$	distribution moyennée sur une section de la vitesse locale du liquide, $s/m$
$f(\hat{u}_L) _r$	distribution de la vitesse locale du liquide à la position radial « $r$ », $s/m$
$g$	accélération gravitationnelle, $m/s^2$
$H_0$	hauteur du liquide non-aéré ( $H_c$ ) indiquée sur la figure 1.10, m
$H_c$	hauteur d'une colonne à bulles ou hauteur du liquide non-aéré, m
$I$	courant électrique, A
$K$	coefficient de transfert de masse entre la zone de montée et de descente du liquide (modèle de Degaleesan et al. (1996) présenté à la figure 1.15), $cm^2/s$

$K_{\text{regress.}}$	coefficient de transfert de masse entre la zone de montée et de descente du liquide (modèle de Degaleesan et al. (1996) présenté à la figure 1.15) mesuré à l'aide de la technique CARPT (résultats de Duducovic et al (1991)), $\text{cm}^2/\text{s}$
$K_{\text{CARPT}}$	coefficient de transfert de masse entre la zone de montée et de descente du liquide (modèle de Degaleesan et al. (1996) présenté à la figure 1.15) obtenu de la régression du modèle de Degaleesan et al. (1996) présenté à la figure 1.15, $\text{cm}^2/\text{s}$
$L$	distance entre deux points de mesure, longueur d'un réacteur ou distance séparant les électrodes de l'anémomètre (la signification de ce symbole est mentionné dans le texte pour chaque cas), m ou mm
$\Delta L$	incertitude sur $L$ , m ou mm
$L_{\text{PM}}$	distance entre le volume de mesure du LDA et le photomultiplicateur, m
$m$	paramètre (ou exposant) du modèle représentant la forme du profil du taux de vide (équation 1.1), nil
$n$	paramètre de l'équation 1.16 donnant une indication du mécanisme de mélange, nil
$\Delta n$	incertitude ou intervalle de confiance de « $n$ », nil
$N$	nombre d'élément dans un échantillon, nil
$P$	pression, Pa
$P_d$	puissance dissipée sous forme de chaleur dans le liquide entre les électrodes, W



$Pe$	nombre de Peclet ( $U L / D\alpha$ ), nil
$Pe$	nombre de Peclet local du liquide ( $\hat{u}_L L / D\alpha$ ), nil
$\Delta Pe$	incertitude d'un nombre de Peclet local, nil
$q$	constante, nil
$Q_L$	débit volumique du liquide entraîné par une bulle (équation 1.11), $m^3/s$
$r$	position radiale, m
$R$	rayon d'une colonne à bulles, m
$R_e$	résistance électrique, ohm
$r_0$	position radiale où il y a inversion de l'écoulement, m
$R_0$	borne d'intégration sur l'équation 4.1, m
$r_a$	position radiale où le film laminaire (supposé) commence, m
$R_p$	rayon d'une particule, m
$\bar{t}$	temps de séjour moyen de la masse totale d'un traceur (de la distribution de temps de séjour d'un traceur), s
$\Delta \bar{t}$	incertitude de $\bar{t}$ , s
$t_{(N-2, \alpha/2)}$	valeur de la distribution de Student avec « N-2 » degré de liberté et avec un intervalle de confiance ayant une probabilité de « 1- $\alpha$ », nil
$\Delta t$	intervalle d'une distribution de temps de séjour, s
$U$	vitesse d'un fluide transporteur, m/s
$\hat{u}_b$	vitesse locale moyenne des bulles, m/s
$u_b$	vitesse moyenne des bulles, m/s

$u_{bi}$	vitesse des bulles, m/s
$u_{bL}$	vitesse moyenne des grosses bulles, m/s
$U_g$	vitesse superficielle du gaz, m/s
$U_{gtrans}$	vitesse superficielle du gaz au point de transition des régimes, m/s
$u_i$	vitesse du liquide dans la zone « i » du modèle de Degaleesan et al. (1996) montré à la figure 1.15, m/s
$U_L$	vitesse superficielle du liquide, m/s
$\hat{u}_L$	vitesse interstitielle locale moyenne du liquide, m/s
$\hat{u}_{Li}$	vitesse interstitielle locale du liquide, m/s
$\hat{u}_{pb}$	vitesse moyenne du sillage des bulles (phase sillage des bulles), m/s
$\hat{u}_{pL}$	vitesse interstitielle locale moyenne du liquide dans le mélange liquide (phase mélange liquide), m/s
$\hat{u}_{rel}$	vitesse locale relative (par rapport à la phase liquide) moyenne des bulles, m/s
$\hat{u}_t$	vitesse terminale d'une bulle, m/s
$\hat{u}_z$	vitesse d'une particule qui se déplace dans le sens indiqué à la figure 3.7 et mesuré par un anémomètre laser par effet Doppler (LDA), m/s
$V$	voltage entre les électrodes, V
$V_b$	volume d'une bulle, m <sup>3</sup>
$v_i$	débit volumique de la phase liquide dans la zone « i » du modèle de Degaleesan et al. (1996) montré à la figure 1.15, m <sup>3</sup> /s

$V_i$	volume de la zone « i » du modèle de Degaleesan et al. (1996) montré à la figure 1.15, $m^3$
$w$	constante positive de l'équation 1.15 résultant du caractère intermittent de la turbulence, nil
$W$	largeur d'un intervalle d'une distribution, u.a. $w_{GS}$ vitesse superficielle du gaz de la figure 1.6, $cm/s$
$w_{SG}$	vitesse superficielle du gaz de la figure 1.3, $cm/s$
$z$	position axiale, $m$

### Lettres grecques

$\alpha$	intensité de transition de la phase du mélange liquide à la phase du sillage des bulles (l'inverse du temps moyen passé par un élément de liquide dans le mélange liquide ; équation 1.30 et 1.31), $s^{-1}$
$\alpha$	paramètre de l'équation 1.19, nil
$\alpha/(\alpha + \beta)$	fraction volumique de liquide contenu dans le mélange liquide, nil
$\beta$	intensité de transition de la phase du sillage des bulles à la phase du mélange liquide (l'inverse du temps moyen passé par un élément de liquide dans le sillage des bulles ; équation 1.30 et 1.31), $s^{-1}$
$\beta$	paramètre de l'équation 1.19 ou paramètre « n » de l'équation 1.16 présenté à la figure 1.16a, nil
$\beta/(\alpha + \beta)$	fraction volumique de liquide contenu dans le sillage des bulles, nil

$\delta(u_{bL} - u_{bi})$	fonction de Diract, s/m
$\overline{\varepsilon_g}$	taux de vide moyen, nil
$\varepsilon_{g \text{ trans}}$	taux de vide global au point de transition des régimes, nil
$\varepsilon_g$	taux de vide global, nil
$\varepsilon_g(r)$	taux de vide local à la position radiale « r », nil
$\varepsilon_g(r/R)$	taux de vide local à la position radiale relative « r/R », nil
$\varepsilon_{gL}$	taux de vide global des grosses bulles ( $\varepsilon_g - \varepsilon_{gs}$ ), nil
$\varepsilon_{gs}$	taux de vide global des petites bulles ( $\varepsilon_{g \text{ trans}}$ dans le régime turbulent), nil
$\lambda$	longueur d'onde d'un faisceau laser, nm
$\mu$	viscosité totale du liquide, soit $\mu_{\text{mol}} + \mu_{\text{tur}}$ , Pa s
$\mu_{\text{mol}}$	viscosité moléculaire du liquide, Pa s
$\mu_{\text{tur}}$	viscosité turbulente du liquide, Pa s
$\mu_X(t)$	distance moyenne parcourue par des éléments de liquide à un temps « t », m
$\nu_L$	viscosité cinématique de la phase liquide, m <sup>2</sup> /s
$\theta$	angle entre deux faisceaux de laser (voir figure 3.7), ° ou rad
$\rho_g$	densité du gaz, Kg/m <sup>3</sup>
$\rho_L$	densité du liquide, Kg/m <sup>3</sup>
$\rho_m$	densité locale du mélange gaz/liquide, Kg/m <sup>3</sup>
$\sigma$	écart-type de la distribution de temps de séjour, s
$\sigma_\theta^2$	variance adimensionnelle de la distribution de temps de séjour ( $\sigma^2/\bar{t}^2$ ), nil

$\sigma^2$	variance de la distribution de temps de séjour, s <sup>2</sup>
$\sigma_{pb}^2$	variance de la distribution de la vitesse du sillage des bulles ,m <sup>2</sup> /s <sup>2</sup>
$\sigma_{pL}^2$	variance de la distribution de la vitesse du liquide contenu dans le mélange liquide, m <sup>2</sup> /s <sup>2</sup>
$\sigma_{X(t)}^2$	variance de la distribution de la distance parcourue « X » par des éléments de liquide à un temps « t », m <sup>2</sup>
$\sigma_b$	écart-type de la distribution de la vitesse des bulles, m/s
$\sigma_{\text{regress.}i}$	écart-type calculé à l'aide d'une régression linéaire entre $\sigma$ et $\bar{t}$ , s
$\tau_{rz}$	force de cisaillement, Pa
$\tau_w$	force de cisaillement à la parois, Pa

### indice

1	zone du modèle de Degaleesan et al. (1996) montré à la figure 1.15
2	zone du modèle de Degaleesan et al. (1996) montré à la figure 1.15
A	zone du modèle de Degaleesan et al. (1996) montré à la figure 1.15
B	zone du modèle de Degaleesan et al. (1996) montré à la figure 1.15
i	zone du modèle de Degaleesan et al. (1996) montré à la figure 1.15

## INTRODUCTION

Une colonne à bulles est un réacteur à deux phases (gaz et liquide) largement utilisé dans l'industrie : réacteur chimique, bioréacteur pour la croissance de microorganismes utilisés en pharmaceutique, colonne de flottaison pour l'extraction de l'encre du papier, etc. Bien qu'intensivement étudiée depuis plusieurs années, l'hydrodynamique des deux phases est encore mal comprise. Pour le design, la mise à l'échelle et l'optimisation d'un tel réacteur, il est nécessaire de bien comprendre l'écoulement et le mélange de chacune des phases.

L'étude de l'hydrodynamique des colonnes à bulles s'est principalement basée sur des mesures globales (représentant le comportement de l'ensemble d'une phase dans le réacteur) comme la mesure du taux de vide global, la mesure de distributions de temps de séjours, etc. Depuis quelques années, des mesures locales (représentant le comportement d'une phase en plusieurs points du réacteur) sont utilisées afin de mieux comprendre l'hydrodynamique des phases. Ces mesures comprennent la détermination des profils de vitesses, des profils du taux de vide, etc. En fait les mesures locales permettent de découpler les divers phénomènes liés à l'écoulement et au mélange des phases et permettent d'identifier leurs interactions. L'étude de ces interactions est d'intérêt étant donné que les phases sont intimement liées. Pourtant, le nombre d'études traitant de cet aspect est faible. En outre, les mesures locales peuvent également être assemblées (intégrées) afin de représenter les comportements globaux. Ceci permet alors de produire des modèles phénoménologiques pouvant représenter tant les comportements globaux que locaux. Il

devient alors possible de faire des simplifications réalistes permettant de représenter l'hydrodynamique des phases de façon simple mais adéquate.

Le comportement des phases se situe donc à plusieurs échelle, soit la macro-échelle (mesure globale ou sur un grand volume) lié aux grands patrons d'écoulement, la micro-échelle (mesure très locale : de l'ordre du micromètre) lié à la turbulence et la meso-échelle (entre la macro et la micro-échelle) représentant des phénomènes locaux comme des tourbillons de quelques millimètres à quelques centimètres.

Les deux objectifs de ce projet de maîtrise sont de caractériser, pour une colonne à bulles, l'hydrodynamique de la phase liquide et d'établir ses interactions avec l'hydrodynamique des bulles à l'aide de mesures locales (meso-échelle). Cette étude fait suite à une thèse portant sur la caractérisation de l'hydrodynamique globale de la phase gazeuse dans les colonnes à bulles, effectuée sur le même système qui a été utilisé lors de la réalisation du présent projet de maîtrise.

Voici comment est structuré ce mémoire. La littérature concernant l'écoulement et le mélange de chacune des phases dans les colonnes à bulles est d'abord passée en revue (chapitre 1). Des études portant sur le mélange local du liquide pour des systèmes bulles/liquide autre que les colonnes à bulles sont ensuite également passer en revue (chapitre 1). Le présent projet est ensuite positionné par rapport à la revue de la littérature afin d'en montrer la pertinence (chapitre 2). Les aspects concernant le montage

expérimental et l'instrumentation utilisés sont alors présenté (chapitre 3). L'article soumis et accepté par la revue « Chemical Engineering Science » fait l'objet du chapitre 4 et traite d'une première série de résultats obtenus portant sur le mélange local de la phase liquide dans la zone de montée du liquide. Finalement, le chapitre 5 présente une deuxième série de résultats qui devait permettre d'identifier les mécanismes de mélange local du liquide dans les zones ascendante et descendante d'une colonne à bulles.



# CHAPITRE 1

## REVUE DE LA LITTÉRATURE

### 1.1 Colonne à bulles

#### **1.1.1 Caractéristiques et applications industrielles**

Les colonnes à bulles sont des réacteurs gaz/liquide ou gaz/liquide/solide. Elles permettent l'échange de matière entre les phases en jeux. La qualité de ces échanges a un effet direct sur les performances des réacteurs car ils alimentent les réactifs nécessaires à la réalisation du ou des réactions chimiques. La vitesse de ces échanges dépend quant à elle des caractéristiques d'écoulement et de mélange des phases en contacts.

Les colonnes à bulles classiques sont de construction simple. La figure 1.1 montre la structure générale d'une telle unité. Elle est constituée d'un tube cylindrique dans lequel le liquide (qui peut contenir des particules en suspensions) s'écoule en phase continue. Le liquide peut être en cuvée ou alimenté à la colonne en co-courant ou en contre-courant du gaz. Celui-ci est alimenté en bas de colonne via un distributeur de gaz. Il existe plusieurs configurations possibles de distributeurs de gaz, soit une plaque perforée ayant des trous disposés de façon très variée et des plaques poreuses ayant des structures poreuses très diversifiées. Ces distributeurs dispersent le gaz sous forme de bulles qui montent dans la colonne et qui se dégagent du liquide à la surface de ce dernier. Le gaz sort donc en continu

en haut de la colonne. Dans les cas industriels, le haut de la colonne est plus large afin de faciliter le dégagement du gaz.

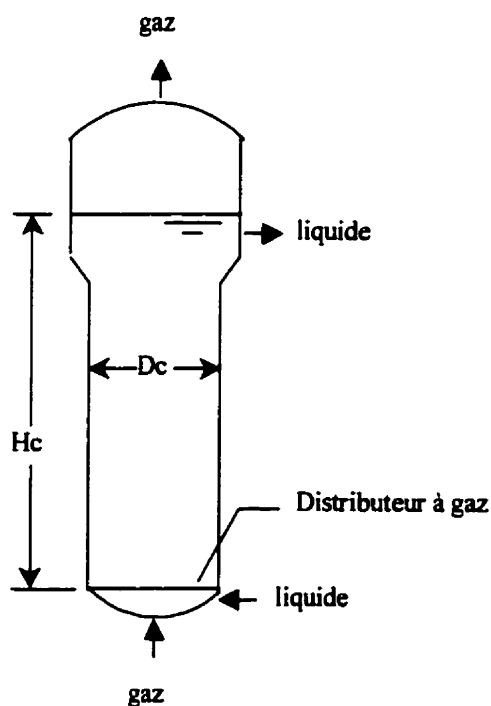


Figure 1.1 : structure générale d'une colonne à bulles.

L'agitation du liquide se fait par le passage des bulles dans le liquide. Ainsi, l'agitation ne se fait pas à l'aide de composantes mécaniques. L'énergie mécanique nécessaire au fonctionnement des colonnes à bulles, soit l'énergie nécessaire au maintien du débit d'air, est en général plus faible que celle fournie aux agitateurs mécaniques. Cette simplicité de configuration fournit cependant un environnement libre qui engendre des interactions hydrodynamiques très complexes.

Les principales caractéristiques géométriques des colonnes à bulles sont : le rapport entre la hauteur du liquide relativement au distributeur à gaz et le diamètre de la colonne ( $H_c/D_c$ ), le volume du réacteur et la configuration du distributeur à gaz. Cette dernière a été discutée précédemment. Le rapport  $H_c/D_c$  varie généralement entre 3 et 6 et peut quelquefois atteindre des valeurs tournant autour de 10. Dans l'industrie chimique le volume des colonnes à bulles va de 100 à 200 m<sup>3</sup>. En biotechnologie leur volume peut être de un à deux ordres de grandeur plus élevés. On peut observer dans la littérature que le volume des colonnes à bulles utilisées en laboratoire est généralement de quelques dizaine de litres. Les caractéristiques géométriques données ici et toutes autres informations quantitatives données ultérieurement dans cette section proviennent de Deckwer (1992), sauf indication contraire.

En plus des caractéristiques géométriques, les facteurs influençant la performance des colonnes à bulle sont : les propriétés physiques de chacune des phases (densité, viscosité, comportement newtonien et non-newtonien, tension de surface, etc.) et les conditions d'opération, soit la pression, la température et la vitesse des phases. La pression et la température d'opération peuvent varier considérablement d'une application à une autre et dépendent de la cinétique et de la thermodynamique des réactions en jeux. Il est possible d'observer dans la littérature que le liquide est souvent en cuvée ou qu'il est alimenté à des vitesses superficielles plutôt faible, inférieures à 0.03 m/s. La vitesse superficielle du gaz se situe souvent entre 0.03 et 0.12 m/s dans les cas industriels, mais les études en laboratoire

se font quelques fois à des vitesses aussi faibles que moins de 0.01 m/s et dépasse quelquefois 0.12 m/s.

Les applications industrielles des colonnes à bulles touchent principalement trois secteurs, soit l'industrie chimique, l'environnement et les biotechnologies. Le nombre d'exemples d'applications des colonnes à bulles dans l'industrie chimique est très grand. Ainsi, elles sont utilisées entre autres dans la production de l'acide acétique (Steiner, 1987), du méthanol (Frank et Klosek, 1984; Sherwin et Blum, 1989) et dans la chlorination en chaîne des aromatiques alkiliques (Steiner, 1987). En environnement, elles sont utilisées dans le traitement des eaux usées (Forster et al., 1986; Hogrefe et al., 1986), comme unité de flottaison (Foot et al., 1986), dans la décontamination de gaz comme l'absorption du monoxyde d'azote (Sada et al., 1979 et 1981), etc. En biotechnologies les colonnes à bulles sont utilisées dans la production de pénicilline (Kobayashi et al., 1990), de protéines (Gerstenberg, 1979), de cellules animales (Katinger et al., 1979), etc. Des listes des nombreuses applications des colonnes à bulles peuvent être trouvées dans les ouvrages de Fan (1989) et de Nigam et Schumpe (1996) et dans l'article de Schlüter et al. (1992).

Il existe des variantes des colonnes à bulles. Il est en effet possible d'y insérer plusieurs plateaux (colonnes à bulles multi-étagées), du garnissage (colonnes à garnissage), un autre tube concentrique à celui de la colonne (réacteurs « airlift »), etc. Ces ajouts de structures engendrent des différences fondamentales dans l'écoulement et dans le mélange des phases. Ces différences ne sont pas discutées dans ce mémoire.

Les résultats présentés dans ce mémoire ne concernent que les colonnes à bulles gaz/liquide classiques. La littérature concernant ce type de réacteur a donc été passée en revue et est présentée dans les sections qui suivent. Les régimes d'écoulement et leurs caractéristiques sont d'abord présentés. Les techniques de mesure utilisées dans les réacteurs polyphasiques sont ensuite présentées. L'écoulement de chacune des phases est alors discuté (dans deux sections différentes) afin d'en établir le lien avec le mélange des phases qui est présenté dans deux sections différentes concernant chacune des phases.

### ***1.1.2 Régimes d'écoulements***

Il existe principalement trois régimes d'écoulements, soit le régime à bulles (ou régime homogène), le régime turbulent-baratté (ou régime hétérogène) et le régime de pistonage. Chacun de ces régimes d'écoulements est caractérisé par des comportements hydrodynamiques particuliers. À faible vitesse superficielle du gaz ( $U_g$ ), les bulles qui montent uniformément dans le liquide sont de taille assez homogène (la distribution de tailles des bulles est étroite). Toutes les bulles ont donc des vitesses semblables et la vitesse moyenne de la population de bulles ( $U_g/\epsilon_g$  ; où  $\epsilon_g$  : taux de vide global) est constante à ces faibles vitesses superficielles du gaz. En outre, l'interaction entre ces bulles est faible. Cela caractérise le régime à bulles qui est représenté à la figure 1.2a.

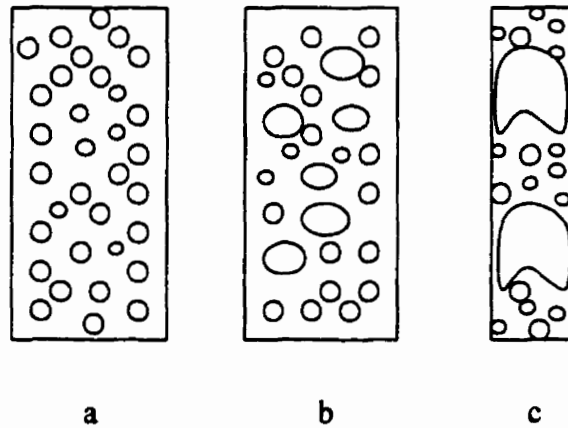


Figure 1.2 : régimes d'écoulements d'une colonne à bulles. a) régime à bulles (régime homogène); b) régime turbulent-bourbé (régime hétérogène); c) régime de pistonage.

Lorsque la vitesse superficielle du gaz augmente, le volume occupé par les bulles (ou le nombre de bulles) dans le liquide est évidemment augmenté. En fait, pour le régime à bulles, le taux de vide ( $\epsilon_g$ ) augmente linéairement avec la vitesse superficielle de gaz ( $U_g/\epsilon_g = \text{cte}$ ). À une certaine vitesse du gaz, appelée vitesse de transition ( $U_{g \text{ trans}}$  ; elle se situe généralement entre 0.02 et 0.04 m/s), le liquide devient comme saturé de petites bulles et une instabilité hydrodynamique entraîne la coalescence de ces dernières. De plus grosses bulles sont alors formées et montent donc plus rapidement que les petites bulles. Une plus grande ségrégation de tailles et de vitesses de bulles est alors engendrée (figure 1.2b). Au-delà de la vitesse de transition, c'est le régime hétérogène. Dans ce régime, la vitesse moyenne de la population de bulles n'est plus constante mais augmente avec la vitesse superficielle de gaz ( $U_g/\epsilon_g \propto U_g^q$  ; où  $q$  est une constante).

Kawagoe et al. (1989) ont proposé, pour le régime hétérogène, un modèle qui divise les bulles en deux populations, soit une composée de petites bulles et l'autre composée de grosses bulles. Krishna et al. (1993 et 1994) ont appliqué ce modèle sur la rétention gazeuse et la vitesse moyenne des bulles. Ils ont montré que le taux de vide des petites bulles ne change pas (ou peu) avec la vitesse superficielle du gaz dans le régime hétérogène et correspond à celui au point de transition. Ceci a été confirmé par (Hyndman and Guy, 1996).

À de grandes vitesses du gaz, lorsque le diamètre de la colonne est assez faible ( $D_c < 8$  cm ; Hebrad et al., 1996), il faut parler de régime de pistonage plutôt que de régime hétérogène. Pour ce régime, l'élargissement des bulles est stabilisé par les parois de la colonne. Il y a donc des petites bulles séparées par des grosses bulles qui occupent presque toute la section de la colonne (voir figure 1.2c).

Comme il faut s'en douter, ces régimes d'écoulements ont une influence sur l'écoulement et le mélange des phases présentes dans une colonne à bulles. Les prochaines sections traitent de ces aspects, mais la prochaine section passe d'abord en revue les techniques de mesure qui peuvent être utilisées afin d'étudier les colonnes à bulles.

### **1.1.3 Techniques de mesure utilisées dans les systèmes gaz/liquide**

Une bonne revue des différentes techniques de mesure utilisée dans les réacteurs polyphasiques a été faite par Kumar et al. (1996). La plupart des informations données ici

viennent de cet ouvrage. Une brève revue est donnée dans cette section. Les diverses techniques permettent d'obtenir des renseignements portant sur des comportements globaux ou locaux. Certains instruments impliquent l'insertion de matériels dans les fluides ; se sont des méthodes intrusives. Ces méthodes ont donc le désavantage de *potentiellement* induire des perturbations à l'écoulement des phases. Les diverses techniques permettent de mesurer le taux de vide, la concentration en solide (pour des systèmes triphasiques ou les lits fluidisés), la taille des bulles et des particules puis la vitesse des phases (liquide, bulles ou solide). Les techniques de mesure spécifique à la phase solide ne sont pas présentées dans cette section.

#### 1.1.3.1 Mesure du taux de vide

Le taux de vide est le défini comme étant le volume occupé par la phase gazeuse par rapport au volume total composé par toutes les phases. Il est possible de mesurer le taux de vide global (sur une ligne, une surface ou un volume) et le taux de vide local (en un point).

#### Mesures globales

La mesure du taux de vide global est assez simple. Il suffit de connaître la hauteur initiale du liquide non-aérée et de mesurer la hauteur du système gaz/liquide lorsque le gaz est introduit dans la colonne. La mesure directe de la hauteur du système gaz/liquide peut être compliquée par la fluctuation continue du niveau du système gaz/liquide et par la formation possible d'une mousse à cette surface. Il faut donc faire une mesure de la hauteur moyenne afin de réduire l'erreur de mesure.



Il est possible d'obtenir le taux de vide global en mesurant la pression statique du liquide (Hills, 1976). En effet, cette pression statique est liée à la hauteur du liquide déplacé par le volume de gaz. La mesure de la différence de pression entre deux positions axiales peut également être utilisée. Lorsque la vitesse du liquide est grande, il faut cependant tenir compte des forces de frottement à la paroi lors du calcul du taux de vide. Cette technique est non-intrusive. Elle a une précision moyenne, elle est facile d'utilisation et elle est peu coûteuse.

Le taux de vide peut également être obtenu en emprisonnant les phases entre deux sections en *même temps* que l'arrêt du débit des phases. Il suffit ensuite de mesurer le volume occupé par chacune des phases (Rosehart et al., 1975). Cette technique est intrusive. Elle est assez précise mais requière plus d'installation que la méthode décrite précédemment et elle est plus dispendieuse.

### Mesures locales

Il existe des méthodes basées sur l'absorption de la radioactivité, soit les rayons-X ou les rayons- $\gamma$  (Hewitt, 1978 ; Snoek, 1988). Chaque phase a une capacité différente d'absorption de la radioactivité. Un faisceau, ayant une certaine intensité radioactive, qui entre dans un système polyphasique a une intensité radioactive plus faible de l'autre côté du système dû à l'absorption de la radioactivité. Cette intensité résultante dépend donc du volume (ou de masse) respectif de chacune des phases. Il est donc possible de déterminer le taux de vide

sur la trajectoire rectiligne suivi par le faisceau. En balayant la surface de la colonne avec la source radioactive tout en mesurant la radioactivité de l'autre côté de la source, il est possible de déterminer les zones occupées par chacune de phases. Ceci permet d'obtenir une cartographie du taux de vide sur la section étudiée. Cette technique s'appelle tomographie. Elle se situe entre une technique globale et locale. Elle est non-intrusive et elle a une bonne précision. Elle est cependant coûteuse et demande une attention particulière quant à la sécurité durant les mesures.

Les sondes à fibres optiques peuvent être utilisées afin de mesurer le taux de vide local (De Lasa et al., 1984). Le principe de la technique est basé sur les différences entre les indices de réfractions de chacune des phases. Selon que le bout de la sonde est plongé dans une phase ou dans l'autre, la lumière émise par la fibre optique est réfléchiée ou réfractée. Ceci permet de connaître le temps durant lequel la sonde est plongée dans l'une ou l'autre des phases, permettant ainsi de déterminer le taux de vide local en effectuant un calcul de rapport entre ces temps. C'est une méthode intrusive qui a une plus ou moins bonne précision. Elle est plus ou moins coûteuse et elle est limitée à des taux de vide inférieur à 20 %. De plus, cette méthode ne permet pas de considérer le taux de vide causé par les très petites bulles.

Certains auteurs (Delhay, 1969; Utiger et al., 1999) ont utilisé l'anémométrie à film (ou fil) chaud afin de mesurer le taux de vide local. Son utilisation est basée sur le fait que les coefficients de transfert de chaleur entre un film (ou fil) et un fluide sont différents pour

chacune des phases. En effet, un fluide comme l'eau absorbe plus de chaleur qu'un gaz comme l'air. Un anémomètre à film chaud à température constante ajuste sa tension électrique afin de conserver sa température. La tension nécessaire à cette conservation de la température varie selon la phase qui s'écoule alentour du film de l'anémomètre. Ceci permet de connaître le temps durant lequel la sonde est plongée dans l'une ou l'autre des phases, permettant ainsi de déterminer le taux de vide local en effectuant un calcul de rapport entre ces temps. C'est une méthode intrusive, relativement peu précise mais peu coûteuse.

Il existe d'autres techniques permettant de mesurer le taux de vide local, comme les sondes à capacitance et les sondes à conductivités. Elles permettent de discriminer les phases.

#### 1.1.3.2 Mesure de la taille des bulles et de leur vitesse

Il est possible de mesurer la vitesse moyenne d'un ou de plusieurs groupe(s) de bulles (ou de population(s) de bulles) et il est possible de mesurer la vitesse d'une bulle ou la distribution de vitesse de bulles en un point dans un réacteur polyphasique.

#### Mesures globales

La technique de traçage radioactif (ou un autre type de traçage) peut être utilisée pour obtenir la distribution de temps de séjour global de la phase gazeuse et il est possible de la traiter afin d'obtenir la distribution de vitesse globale des bulles (Hyndman et Guy, 1995a et b). Il suffit d'injecter un gaz traceur radioactif (comme l'isotope de l'argon) au gaz qui entre dans le réacteur et de mesurer l'intensité de l'émission des rayons- $\gamma$  sur un volume du

réacteur. L'intensité des rayons- $\gamma$  est fonction de la concentration du traceur. Ceci permet de calculer la distribution de temps de séjour de la phase gazeuse.

La technique de désengagement gazeux (Krishna, 1981; Hyndman et al., 1997) permet d'étudier la structure du taux de vide global, la vitesse global des bulles et indirectement leur taille moyenne. Il s'agit d'arrêter brusquement le débit de gaz à l'entrée et de mesurer l'abaissement du niveau du système gaz/liquide lors du désengagement du gaz. Cette mesure peut se faire en mesurant l'évolution de la pression statique du liquide. Il est alors possible de considérer deux populations de bulles (les grosses et les petites bulles). On peut alors supposer que l'abaissement du niveau du système gaz/liquide est causé dans un premier temps par le désengagement des grosses bulles qui montent plus vite que les petites bulles. Deux droites qui représentent l'évolution dans le temps de la hauteur du niveau sont alors obtenues, dont la pente représente la vitesse de chacune des populations de bulles. En supposant une relation qui relie la vitesse des bulles à leur taille, le calcul de cette dernière devint alors possible. Cette technique est non-intrusive, elle a une bonne précision et elle est peu coûteuse.

### Mesures locales

Les sondes à bifibres optiques (Chabot, 1993) et les sondes à doubles pointes de résistivité (Buchholz et al., 1981) repose sur les mêmes principes (pas principes physiques) pour mesurer la vitesse des bulles. En effet, ces techniques permettent de mesurer le délai entre

la réception du signal (optique ou électrique) par chacune des fibres optiques ou chacune des pointes de résistivité lors du passage d'une bulle devant la sonde. Sachant la distance entre les deux points de réception, le calcul de la vitesse de la bulle se fait aisément. Cette technique permet également de calculer la taille des bulles. Elle est intrusive, plus ou moins précise mais peu coûteuse.

Une autre technique permettant de mesurer la vitesse des bulles est la technique d'anémométrie à ultrason à effet Doppler (Hilgert et Hofman, 1986). Une onde sonore réfléchiée par une bulle qui se déplace possède une fréquence différente de celle qui frappe la bulle. Ceci s'appelle l'effet Doppler. La différence entre la fréquence de l'onde incidente et réfléchiée se nomme la fréquence Doppler et est liée à la vitesse de la bulle. Cette méthode est intrusive, elle a une bonne précision mais elle est coûteuse.

L'anémométrie laser à effet Doppler est également utilisée pour mesurer la vitesse des bulles (O'Connor et al., 1995). Cette technique utilise aussi l'effet Doppler mais l'onde n'est pas sonore, elle est lumineuse (utilisation de faisceaux laser). Cette technique est discutée plus en détail à la section 3.3. Cette méthode est souvent non-intrusive mais peut être intrusive si la source laser est plongée dans les fluides. Elle est d'assez bonne précision et elle peut aller d'assez coûteuse à très coûteuse.

### 1.1.3.3 Mesure de la vitesse du liquide

Toutes les techniques discutées ici permettent de mesurer localement la vitesse du liquide. Ces techniques sont souvent les mêmes que celles utilisées dans les systèmes monophasiques, mais avec quelques modifications.

L'utilisation de l'anémométrie à film (ou fil) chaud (Resch et Leuchesser, 1972; Utiger et al., 1999) est basée sur le transfert de chaleur convectif entre le liquide et le film (ou fil). Ce transfert de chaleur se traduit par un changement de la résistance électrique (ou de tension électrique) qui est mesuré. Ce changement (ou le transfert de chaleur) est lié à la vitesse du liquide. Il faut cependant que le signal qui vient de chacune des phases soit séparé (comme discuté précédemment pour la mesure du taux de vide local). La phase gazeuse peut donc interférer sur la mesure de la vitesse du liquide. Il faut donc un certain traitement du signal afin de discriminer les signaux de chacune des phases. Mais cette technique donne une réponse très rapide, donc elle donne de l'information sur la fluctuation instantanée de la vitesse du liquide (turbulence). Elle est intrusive, plus ou moins précise mais peu coûteuse.

La technique d'anémométrie par impulsion thermique (Lübbert et Larson, 1987) permet non seulement de mesurer la vitesse du liquide mais elle permet également de mesurer le mélange local du liquide. C'est une technique de traçage thermique local de la phase liquide. Cette technique est décrite plus en détail à la section 3.2. Le principe est simple. Un signal thermique pseudo-stochastique est transmis à un élément de liquide (autrement dit l'élément de liquide est marqué par le signal thermique). Le signal thermique est transmis

au liquide à l'aide de deux électrodes. En effet, le liquide qui s'écoule entre les deux électrodes est chauffé par effet joule. La température du liquide est mesurée en continu en aval de l'écoulement à l'aide d'un anémomètre à film chaud. Ceci permet de déterminer le délai entre le moment où le signal est envoyé et le moment où le signal est reçu. En connaissant la distance entre les électrodes et l'anémomètre, la vitesse du liquide peut être calculée. Lorsque le délai pour plusieurs élément de liquide a été mesuré, la distribution de temps de séjour local du liquide est alors obtenue. La mesure n'est pas affectée par le passage des bulles. En effet, lorsqu'une bulle passe par les électrodes, la résistance électrique devient infinie entre celles-ci et le gaz n'est pas chauffé (pour une phase gazeuse non-conductrice comme l'air). De plus, lorsque les capacités calorifiques des deux phases sont très différentes (comme c'est le cas pour l'eau et l'air), la chaleur du liquide perdu dans les bulles est négligeable. Ce n'est donc que la phase liquide qui est tracée. Contrairement à beaucoup d'autres techniques, celle-ci permet de mesurer la vitesse du liquide à de hauts taux de vide. C'est une méthode intrusive, plus ou moins précise mais peu coûteuse.

L'anémométrie laser à effet Doppler (Groen et al., 1995) permet de mesurer la vitesse du liquide, le sens instantané de la vitesse et la turbulence. Le liquide doit êtreensemencé par des particules très fines (de l'ordre du  $\mu\text{m}$ ) et ayant une densité se rapprochant de celle du liquide. Cette méthode ne permet pas la mesure directe de la vitesse du liquide mais elle permet de mesurer la vitesse des particules d'ensemencements. C'est pour cette raison que la densité des particules doit être près de celle du liquide (vitesse terminale des particules

est alors nulle). Une onde lumineuse qui est réfléchiée par une particule en mouvement a une fréquence différente de celle qui a frappé la particule. C'est l'effet Doppler discuté précédemment. La différence entre ces fréquences est liée à la vitesse de la particule. Cette technique est décrite plus en détail à la section 3.3. Elle peut être non-intrusive ou intrusive, elle est très précise, elle peut être plus ou moins coûteuse (non-intrusive) ou très coûteuse (intrusive). Cette technique est restreinte à de faible taux de vide (régime homogène) lorsqu'elle est non-intrusive. Pour les systèmes polyphasiques, un traitement de discrimination des signaux qui viennent des particules ou des bulles doit être fait.

Une technique très puissante qui permet de mesurer l'écoulement (vitesses), le mélange (distribution de temps de séjour) et la turbulence en tout les points d'un réacteur est la méthode de « Computer Automated Radioactive Particle Tracking (CARPT) » (Dudukovic et al., 1991; Larachi et al., 1995). Une particule radioactive qui a des propriétés physiques similaires à celles de la phase qui est étudiée est traquée (ou suivie) par une série de détecteurs de rayons- $\gamma$  placés stratégiquement. La position de la particule est triangulée en tout temps (ou plutôt à une grande fréquence). En réalisant l'expérience sur une longue période de temps (quelques heures), il est possible d'obtenir tous les parcours suivis par une particule type. Certains auteurs (Larachi et al., 1995) ont utilisé cette technique afin d'étudier la phase solide et d'autre l'ont utilisé pour l'étude de la phase liquide dans une colonne à bulles (Dudukovic et al., 1991). C'est une méthode non-intrusive, donnant une



bonne précision mais elle est très coûteuse et demande un grand effort pour son développement.

D'autres techniques permettant de mesurer la vitesse du liquide existent. Il y a les tubes de pitot, les débitmètres à turbine, l'imagerie laser et le traçage radioactif de la phase liquide (méthode globale).

#### **1.1.4 Écoulement de la phase gazeuse**

L'étude de l'écoulement de la phase gazeuse peut se faire en analysant trois aspects importants, soit le profil du taux de vide, le profil de vitesse des bulles et le profil du diamètre équivalent des bulles.

##### **Profil du taux de vide**

De façon générale le profil radial du taux de vide est plutôt plat dans le régime homogène et devient de plus en plus parabolique lorsque la vitesse superficielle du gaz augmente dans le régime hétérogène (Hills, 1974; Menzel et al., 1990; Yao et al., 1990; Sailesh et al., 1997). La figure 1.3 montre cette évolution du profil selon la vitesse superficielle du gaz ( $w_{SG}$  sur la figure) pour deux fluides, soit de l'eau et une solution aqueuse de propanol. Le propanol réduit considérablement la coalescence des bulles et permet ainsi de rester en régime homogène à de grandes vitesses du gaz. La transition des régimes et le changement de forme du profil se fait, pour le système air/eau, entre 2.4 et 4.8 m/s, tandis que le profil reste plat pour le système air/solution aqueuse de propanol. Le changement de forme du

profil est dû aux grosses bulles qui se déplacent préférentiellement vers le centre de la colonne (Yao et al., 1990).

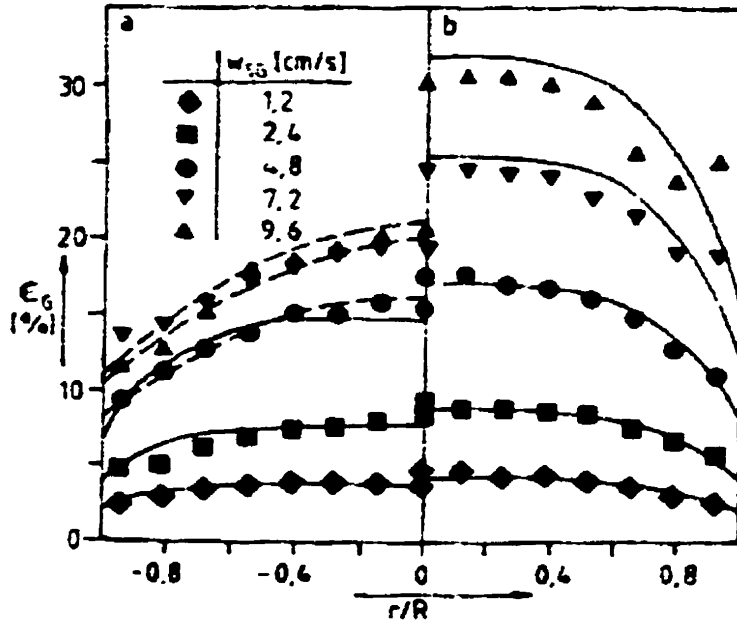


Figure 1.3 : profil radial du taux de vide pour diverses vitesses superficielles du gaz ( $w_{sg}$  sur la figure). Les profils sont obtenus pour deux systèmes : (a) air/eau et (b) air/solution aqueuse de 0.22 wt % propanol.  $D_c = 0.60$  m.  $H_c = 3.5$  ou  $5.4$  m : non précisé par les auteurs. Distributeur à gaz : non mentionné. (Tiré de Menzel et al. (1990)).

Un modèle souvent utilisé pour représenter le profil radial du taux de vide (Miyauchi and Shyu, 1970; Ueyama and Miyauchi, 1979; Gharat and Joshi, 1990; Groen et al., 1995) s'écrit ainsi :

$$\varepsilon_g(r/R) = \bar{\varepsilon}_g \frac{m+2}{m} \left( 1 - \left( \frac{r}{R} \right)^m \right) \quad (1.1)$$

où  $r$  : position radiale,  $R$  : rayon de colonne à bulles,  $\varepsilon_g(r/R)$  : taux de vide local,  $\overline{\varepsilon_g}$  : taux de vide moyen,  $m$  : paramètre du modèle représentant la forme du profil.

Certains auteurs (Menzel et al., 1990; Luo and Svendsen, 1991; Sailesh et al., 1994) multiplient un paramètre, «  $c$  », au terme de la position radiale adimensionnelle ( $r/R$ ) afin de tenir compte d'un taux de vide non-nul près de la paroi. Le modèle s'écrit alors :

$$\varepsilon_g(r/R) = \overline{\varepsilon_g} \frac{m+2}{m+2-2c} \left( 1 - c \left( \frac{r}{R} \right)^m \right) \quad (1.2)$$

À titre indicatif, l'équation 1.2 est représentée sur la figure 1.3. Les paramètres obtenus à l'aide du lissage du profil du taux de vide dans le régime homogène sont :  $c = 0.5$  et  $m = 4$  et ceux obtenus par le lissage du profil du taux de vide dans le régime hétérogène sont :  $c = 0.5$  et  $m = 2$ . Sailesh et al. (1997) ont montré que la valeur de «  $m$  » varie entre 2 et 11. Sa valeur dépend de la vitesse superficielle du gaz et du diamètre de la colonne. À faible vitesse du gaz la valeur de «  $m$  » est grande, indiquant un profil plus plat, et tend vers 2 à de grandes vitesses de gaz. Lorsque le diamètre de la colonne est grand, la valeur de «  $m$  » tend également vers 2. Leur étude s'est faite à des vitesses superficielles du gaz allant de 0.02 à 0.12 m/s et à des diamètres de colonnes s'étendant de 0.10 à 0.30 m. De plus, le taux de vide près des parois change peu avec la vitesse du gaz. C'est ainsi le taux de vide au centre qui est le plus affecté par un changement de la vitesse du gaz (Sailesh et al., 1997).

### Vitesse des bulles

Les vitesses des bulles retrouvées dans la littérature représentent leur partie absolue, i.e. par rapport au référentiel du laboratoire. Cette vitesse absolue des bulles représente la somme de la vitesse du liquide et d'une vitesse qui est relative à celle du liquide, ainsi :

$$\hat{u}_b = \hat{u}_L + \hat{u}_{rel} \quad (1.3)$$

où  $\hat{u}_b$  : vitesse locale absolue des bulles,  $\hat{u}_L$  : vitesse locale absolue du liquide et  $\hat{u}_{rel}$  : vitesse locale relative (par rapport à la phase liquide) des bulles.

Une bulle qui monte seule dans un liquide stagnant se déplace à sa vitesse terminale. Cette dernière est atteinte lorsque les forces d'Archimède, gravitationnelle et de traînée sont en équilibre. Lorsque le liquide est stagnant, l'équation 1.3 s'écrit :

$$\hat{u}_b = \hat{u}_{rel} = \hat{u}_t \quad (1.4)$$

où  $\hat{u}_t$  : vitesse terminale de la bulle.

Jamialahmadi et al. (1994) et Abou-El-Hassan (1986) présentent des corrélations pour le calcul de la vitesse terminale d'une bulle. Cette vitesse dépend des propriétés physiques des phases et du diamètre de la bulle. Lorsque le liquide est en mouvement et qu'il y a plusieurs bulles en présence, leur vitesse relative n'a pas nécessairement la même valeur que celle d'une bulle seule. Il peut en effet se produire des interactions entre les bulles. Miyahora et

al. (1991) ont montré qu'une bulle peut être entraînée dans le sillage (« bubble wake ») d'une autre. Marks (1973) a mesuré la vitesse terminale d'une chaîne de bulles dans un liquide stagnant. Il a étudié l'effet de la fréquence d'injection des bulles sur leur vitesse terminale. La figure 1.4 montre les résultats obtenus. Il est ainsi évident que l'augmentation de la fréquence d'injection des bulles induit une augmentation de leur vitesse. Cet effet est cependant peu perceptible pour des bulles ayant un diamètre inférieur à environ 1 mm. Pour les hautes fréquences d'injections, la vitesse des bulles constituant la chaîne peut être 1.7 fois supérieure à la vitesse terminale d'une bulle seule.

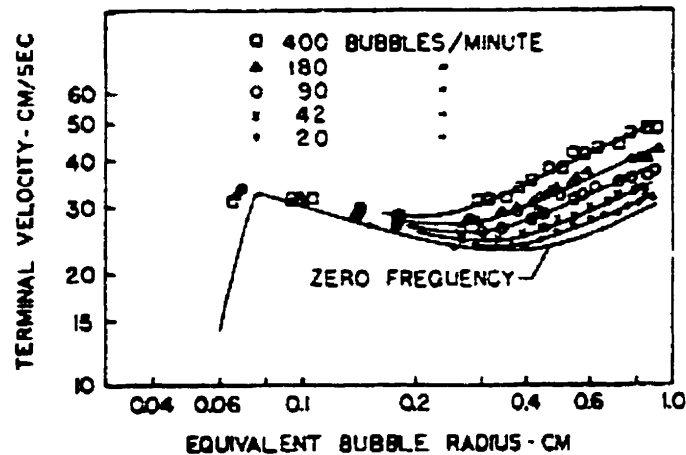


Figure 1.4 : comparaison entre l'évolution de la vitesse terminale d'une seule bulle selon son diamètre équivalent et de celle d'une chaîne de bulles à différentes fréquences d'injection. Les bulles sont formées d'air et le liquide est de l'eau distillée. (Tiré de Marks (1973)).

Afin d'alléger le texte, lorsqu'il sera fait mention de la vitesse des bulles, cela fera référence à la vitesse absolue des bulles.

Yao et al. (1991) ont mesuré le profil radial de la vitesse axiale des bulles à différentes positions axiales et à plusieurs vitesses superficielles du gaz. La figure 1.5 montre ces résultats. L'étude a été réalisée pour un système air/eau-déionisée dans une colonne à bulles ayant un diamètre ( $D_c$ ) de 0.29 m et une hauteur ( $H_c$ ) de 4.5 m. Ils ont ainsi montré, à une hauteur relative correspondant à 2.6 fois le diamètre de la colonne ( $z/D_c = 2.6$ ), que le profil de vitesse des bulles est d'avantage plat à de faibles vitesses superficielles du gaz qu'à de grandes vitesses superficielles du gaz où il devient d'avantage parabolique. Le graphique du haut de la figure 1.5 présente ces résultats. Cependant, le graphique du bas de

la figure 1.5, qui présente les profils obtenus à  $z/D_c = 12$ , montre que ceux-ci conservent une forme parabolique semblable, indépendamment de la vitesse superficielle du gaz.

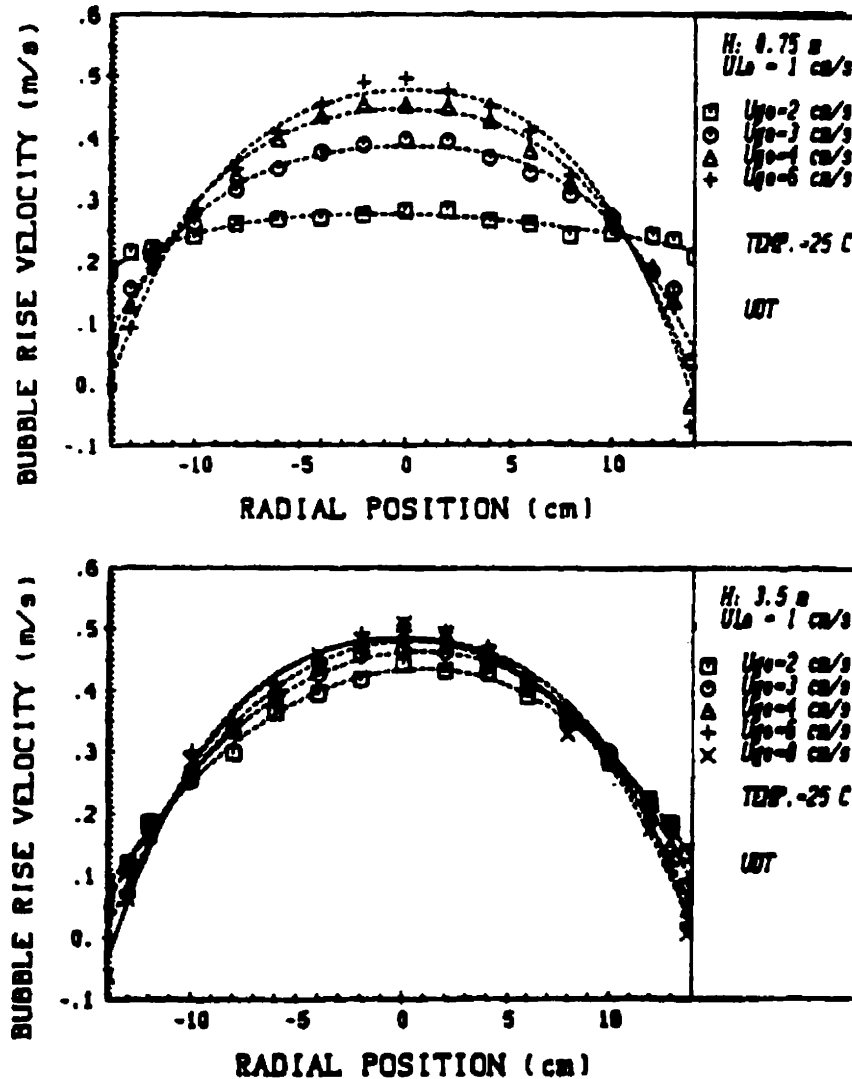


Figure 1.5 : profil radial de vitesse axiale des bulles selon la vitesse superficielle du gaz à deux positions axiales. Le graphique du haut présente le profil à  $z/D_c = 2.6$  et le graphique du bas présente le profil à  $z/D_c = 12$ .  $D_c = 0.29 \text{ m}$  et  $H_c = 4.5 \text{ m}$ . Distributeur à gaz : plaque perforée. Système : air/eau-déionisée. (Tiré de Yao et al. (1990)).

Les valeurs de vitesses des bulles discutées jusqu'ici représentent des moyennes dans le temps à une position locale donnée. Fischer et al. (1994) se sont intéressés à la dynamique des essaims de bulles dans des colonnes à bulles, i.e. leur comportement dans le temps et l'espace. Par une technique visuelle (utilisation de photographies), les auteurs ont fait diverses observations sur la montée des essaims de bulles. Ils ont remarqué que les bulles montant près du distributeur de gaz sont entraînées horizontalement par le liquide vers le centre de la colonne. Cette concentration de bulles engendre une baisse de densité à cet endroit qui accélère leur montée et aspire le liquide. Un effet de rétroaction est alors généré. C'est le liquide qui descend près des parois et qui s'écoule horizontalement afin de remonter dans le centre de la colonne qui entraîne les bulles. (La prochaine section rend compte du fait que le liquide monte dans le centre de la colonne et redescend à la paroi). Cependant, le liquide recircule souvent de façon inégale, c'est-à-dire que la vitesse radiale du liquide n'est pas uniforme selon la position angulaire. Cela induit que l'essaim de bulles n'est pas centré dans la colonne mais il est plutôt désaxé. Ces courants préférentiels du liquide changent souvent et brusquement de direction. Le taux de vide mesuré par les auteurs près du distributeur est donc fortement asymétrique. Les essaims de bulles montent donc à différentes positions asymétriques, formant ainsi une trompe de bulles (« bubble hose ») qui monte de façon hélicoïdale. Ceci a été vérifié à l'aide de photographies. La figure 1.6 montre ces observations sous forme de dessins. Le bas de la figure présente le déplacement des bulles et la circulation du liquide près du distributeur et le haut de la figure montre ces dynamiques en zone de « régime établi ». De plus, un vortex du liquide est représenté (en haut, le dessin du centre) dans un creux de la trompe de bulles et sera discuté



à la section portant sur l'écoulement de la phase liquide (en fait des observations similaires ont été faites par l'équipe de Duducovic et de Fan sur l'écoulement macroscopique du liquide dans les colonnes à bulles et ils sont présentés à la section portant sur l'écoulement de la phase liquide). Le profil du taux de vide ne serait donc pas axisymétrique, même loin des effets de bouts comme souvent supposé dans la littérature (voir les équations 1.1 et 1.2). Les profils du taux de vide montrés dans la littérature ne sont présentés en effet que sur la moitié du diamètre des colonnes. Fischer et al. (1994) ont mesuré de tels profils sur toute la section de leurs colonnes à bulles. Ils ont ainsi obtenu des profils asymétriques loin des effets de bouts. Les auteurs ont également mesuré les battements de ces trompes hélicoïdales de bulles qui montent en tournant dans la colonne. Ils ont ainsi mesuré, à une position donnée, les fréquences auxquelles le taux de vide passe d'une valeur faible à une valeur élevée. L'hydrodynamique locale (et même moyennée spatialement sur une section) dans une colonne à bulles ne serait donc pas un phénomène en régime permanent, mais plutôt transitoire ou oscillatoire. Cette hypothèse a également été émise par d'autres auteurs qui sont présentés à la prochaine section portant sur l'écoulement de la phase liquide.

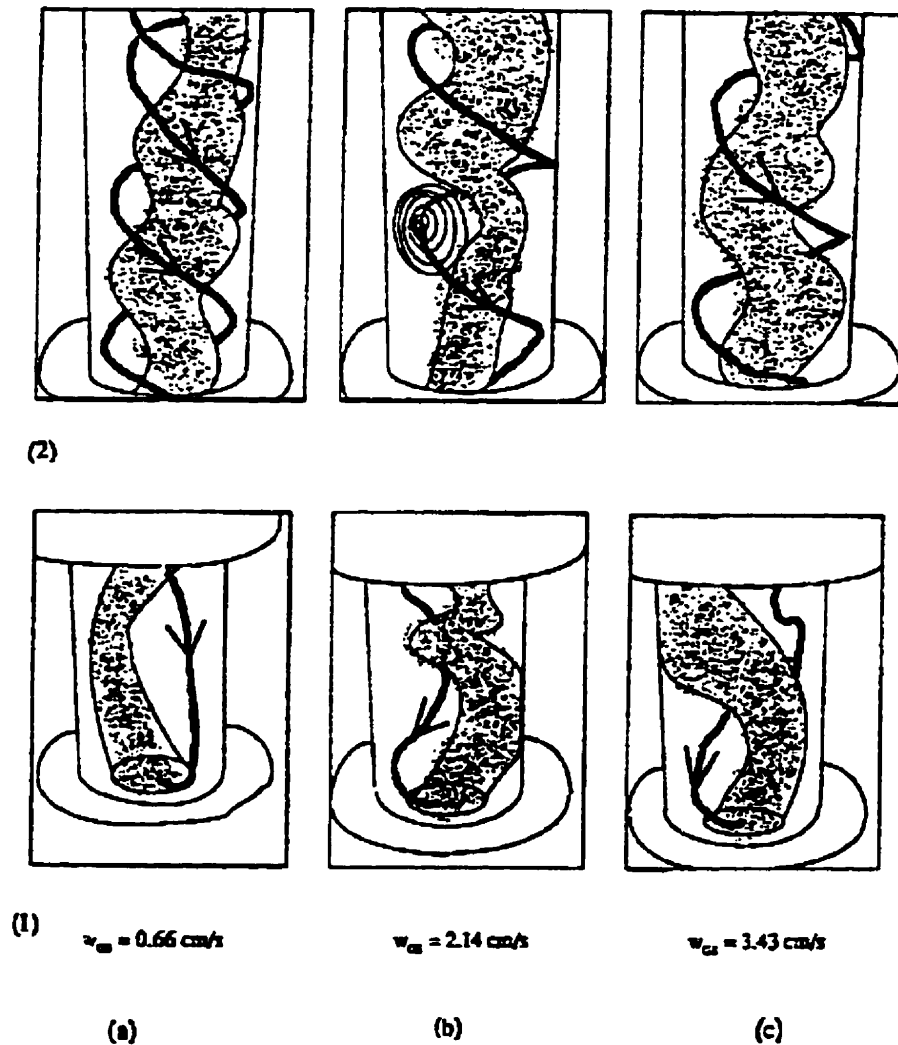


Figure 1.6 : représentation de la montée de la trompe de bulles (en foncé) et de la circulation du liquide (ligne fléchée) pour diverses vitesses superficielles du gaz. Les dessins du bas montrent la zone située près du distributeur à gaz et les dessins du haut montrent la zone loin des effets de bords. Les cercles concentriques montrés sur le dessin du milieu en haut représente un vortex de liquide. (Tiré de Fisher et al. (1994)).

### Diamètre équivalent des bulles

Dans une colonne à bulles, la forme des bulles est principalement ellipsoïdale. Leur diamètre équivalent moyen change avec la vitesse superficielle du gaz. Elle passe d'environ 3 à un peu plus de 4 mm pour des vitesses du gaz allant de 0.01 à 0.06 m/s (Yao et al., 1991; Herbrard et al., 1996). De plus, le profil radial du diamètre équivalent moyen des bulles est plat. La figure 1.7 en montre un exemple obtenu à deux positions axiales relatives ( $z/D_c$ ) de 2.6 et de 12 pour une colonne ayant les caractéristiques indiquées dans le titre de la figure. De plus, il est apparent que le diamètre équivalent moyen des bulles augmente en montant dans la colonne. Ceci est dû à la coalescence des bulles et à la pression statique qui diminue lorsque l'on se rapproche de la surface du liquide.

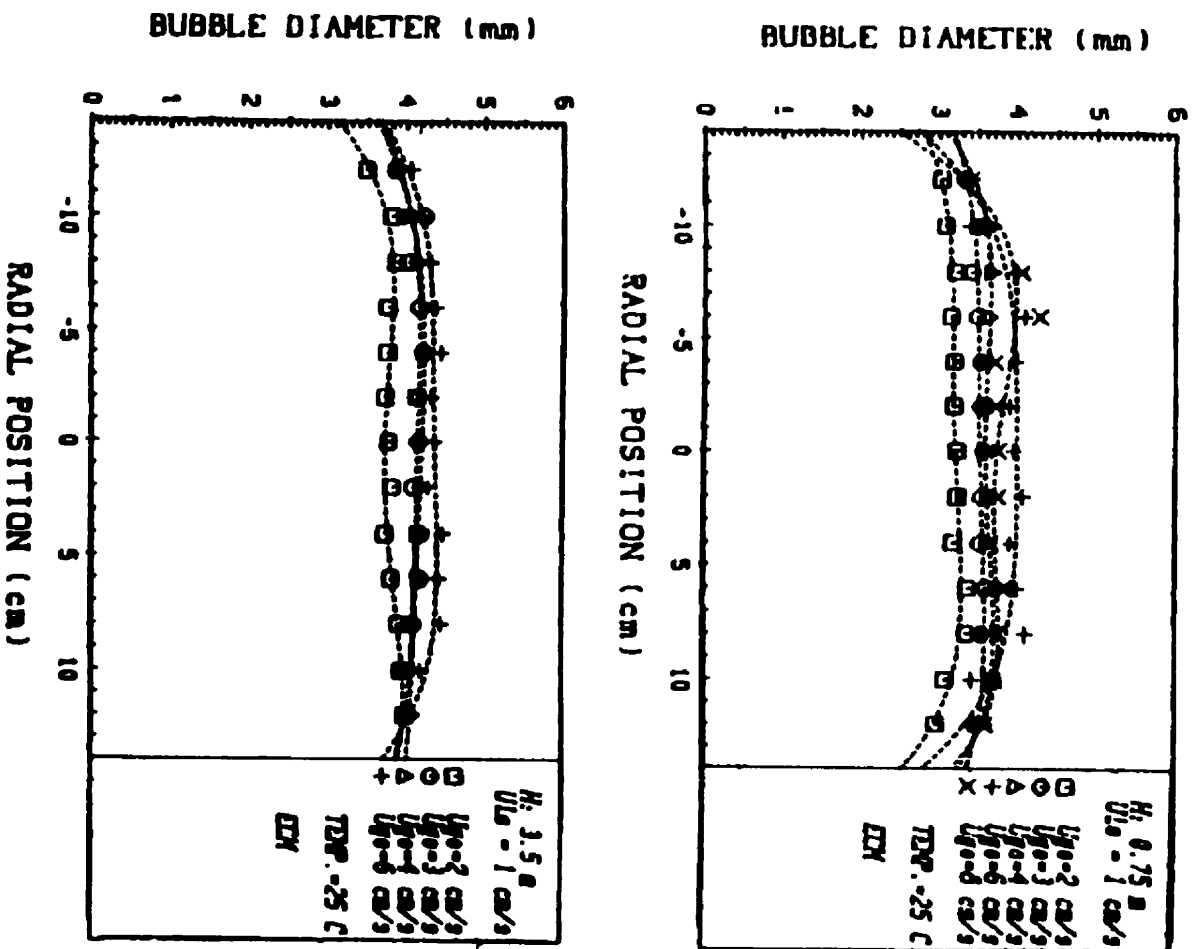


Figure 1.7 : profil radial du diamètre équivalent moyen des bulles selon la vitesse superficielle du gaz à deux positions axiales relatives ( $z/D_c$ ), soit 2.6 et 12.  $D_c = 0.29 \text{ m}$  et  $H_c = 4.5 \text{ m}$ . Distributeur à gaz : plaque perforée. Système air/eau-déionisée. (Tiré de Yao et al. (1990)).

### 1.1.5 Écoulement de la phase liquide

La figure 1.8 montre un profil radial typique de vitesse axiale moyenne observée dans les colonnes à bulles. Ce profil montre l'écoulement dans la zone de régime établi, loin des effets de bouts. Dans la littérature, il n'y a pas de contradiction majeure concernant cette forme de profil pour une position axiale donnée. Ainsi, le liquide monte dans le centre de la colonne et redescend le long de la paroi. La position radiale relative où il y a inversion de l'écoulement ( $r_0/R$ ) varie entre 0.67 et 0.71 (Orell, 1992), selon les systèmes étudiés. Un film laminaire est généralement supposé près de la paroi, à  $r_s/R$ , et il est également supposé qu'il n'y a pas de glissement à  $r/R = 1$ . La plupart des auteurs ne montrent pas de différence marquante dans la forme du profil entre les régimes d'écoulement (Dudukovic et al., 1991; Mudde et al., 1997).

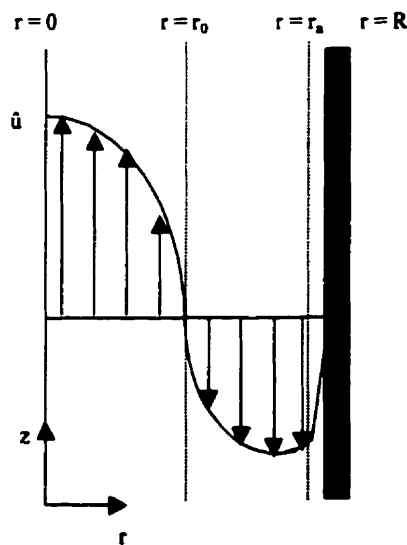


Figure 1.8 : Profil radial typique de la vitesse axiale du liquide dans une colonne à bulles.

L'écoulement du liquide est souvent modélisé par un bilan de quantité de mouvement à une dimension, suivant le rayon (Ueyama and Myauchi, 1979; Menzel et al., 1990; Hean and Svendsen, 1991; Gharat and Joshi, 1992; Orell, 1992; Kumar et al., 1994). La force motrice de l'écoulement est presque toujours représentée par le profil radial de la densité du mélange gaz/liquide, soit :

$$\rho_m(r) = \rho_L (1 - \varepsilon_g(r)) \quad (1.5)$$

où  $\rho_m$  : densité du mélange gaz/liquide,  $\rho_L$  : densité du liquide,  $\varepsilon_g(r)$  : taux de vide local.

Et le bilan de quantité de mouvement s'écrit comme suit :

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \tau_{rz}) = - \frac{\partial P}{\partial z} - \rho_L (1 - \varepsilon_g(r)) g \quad (1.6)$$

où  $\tau_{rz}$  : force de cisaillement,  $P$  : pression,  $z$  : position axiale,  $g$  : accélération gravitationnelle.

Un bilan de force sur un élément «  $dz$  » et sur toute la section de la colonne donne :

$$-\frac{dP}{dz} = -\frac{2\tau_w}{R} + \rho_L (1 - \varepsilon_g) g \quad (1.7)$$

où  $\tau_w$  : force de cisaillement à la parois.

L'expression de la force de cisaillement s'écrit :

$$\tau_{rz} = -\mu \frac{d\dot{u}_L}{dr} \quad (1.8)$$

où  $\hat{u}_L$  : vitesse axiale locale moyenne,  $\mu = \mu_{\text{mol}} + \mu_{\text{tur}}$  ;  $\mu_{\text{mol}}$  : viscosité moléculaire,  $\mu_{\text{tur}}$  : viscosité turbulente (Gharat et Joshi, 1992). La viscosité moléculaire peut être négligée devant la viscosité turbulente pour le liquide qui s'écoule dans les colonnes à bulles car la turbulence y est très grande. La turbulence peut être considérée comme étant une superposition de celle causée par les bulles et de celle engendrée par l'écoulement de la phase liquide causé par le profil du taux de vide.

En combinant l'expression du taux de vide (équation 1.1) et les équations 1.6 à 1.8 puis en intégrant sur « r », l'expression suivante est obtenue :

$$\frac{d\hat{u}_L}{dr} = \frac{\tau_w}{\mu} \frac{r}{R} \left[ 1 - \frac{R \overline{\varepsilon_g} \rho_L g}{\tau_w m} \left( 1 - \left( \frac{r}{R} \right)^m \right) \right] \quad (1.9)$$

Avec la condition frontière suivante :

$$\frac{d\hat{u}_L}{dr} = 0 \quad \text{pour } r = 0$$

Afin de résoudre cette équation différentielle il faut utiliser des expressions représentant les deux termes de la turbulence, soit  $\mu_{\text{tur}}$  et  $\tau_w$ . Les auteurs, afin d'obtenir ces expressions, utilisent souvent des corrélations et des concepts qui ont été élaborés pour des systèmes ne comportant qu'une seule phase, comme la théorie de la turbulence isotropie de Kolmogorov. Les corrélations utilisées sont empiriques ou semi-empiriques et ne correspondent que rarement à la physique retrouvée dans les colonnes à bulles. La valeur

des paramètres contenus dans ces corrélations est souvent validée ou déterminée à l'aide d'un bilan de masse global effectué sur la phase liquide. Ce bilan de masse s'écrit comme suit :

$$U_L = \frac{1}{\pi R_c^2} \int_0^{R_c} \hat{u}_L(r) (1 - \varepsilon_g(r)) 2\pi r dr = \frac{2}{R_c^2} \int_0^{R_c} \hat{u}_L(r) (1 - \varepsilon_g(r)) r dr \quad (1.10)$$

où  $U_L$  : vitesse superficielle du liquide ; vaut évidemment zéro lorsque le liquide est en cuvée.

Ainsi, les modèles représentant l'écoulement de la phase liquide dans les colonnes à bulles diffèrent les uns des autres par le choix des corrélations décrivant la turbulence du liquide. Les suppositions quant aux mécanismes du transfert de la quantité de mouvement changent donc, mais l'hypothèse que la force motrice de l'écoulement du liquide vient d'une distribution inégale du taux de vide reste inchangée.

Cependant, c'est un fait établi que le liquide est entraîné par les bulles dans leur sillage. Certains auteurs ont quantifié cet entraînement du liquide par les bulles (Batchelor, 1967; Weber et Bahaga, 1982; Leitch et Baines, 1989). Batchelor (1967) propose cette relation entre la vitesse d'une bulle et le débit volumique du liquide qu'elle induit :

$$Q_L = \frac{V_b g}{\hat{u}_b} \left( \frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_L} \right) \quad (1.11)$$

où  $Q_L$  : débit volumique du liquide,  $V_b$  : volume de la bulle,  $\rho_g$  : densité du gaz.



Il y a donc un moteur à l'écoulement (effet d'entraînement du liquide par les bulles) du liquide qui n'est pas considéré dans le modèle représenté par l'équation 1.9. Il faut alors se demander à quel point ce moteur est important comparé à celui représenté par une distribution inégale du taux de vide.

Certains auteurs ont étudié l'écoulement du liquide selon la position axiale et tangentielle en plus de la position radiale (Joshi et Sharma, 1979; Franz et al., 1984; Zehner, 1986a; Zehner, 1986b; Dudukovic et al., 1991; Chen et al., 1994; Lin et al., 1996). Joshi et Sharma (1979) ont proposé un modèle représentant l'écoulement du liquide comme étant une série de boucles de circulations axisymétriques ; voir la figure 1.9a. La hauteur de ces boucles de circulation est généralement considérée comme étant le diamètre de la colonne. Zehner (1986a et b) a modélisé la circulation du liquide par une série de boucles recouvrant la totalité de la section de la colonne ; voir la figure 1.9b. Ce modèle implique donc que le profil de vitesse du liquide n'est pas axisymétrique. Une étude effectuée à l'aide de la technique CARPT (« Computer Aided Radioactive Particle Tracking ») sur des colonnes à bulles de géométries différentes (Dudukovic et al., 1991) a montré qu'il n'y a qu'une seule boucle de circulation axisymétrique recouvrant la quasi totalité de l'axe de la colonne dans le régime hétérogène. En régime homogène, cette boucle de circulation couvre les trois quarts de l'axe et le reste est occupé par deux petites boucles de circulations situées près du distributeur à gaz. La figure 1.10 montre ces résultats. Bien que la technique de mesure n'ait pas relevé précisément l'écoulement particulier dans la zone située près du distributeur

et dans la zone de désengagement du gaz pour le régime hétérogène, l'équipe de Dudukovic a considéré ultérieurement des écoulements particuliers dans ces zones (Degaleesan et al., 1996). La figure 1.10 montre les résultats pour une colonne à bulles ayant un diamètre de 0.114 m, mais des résultats montrant les mêmes tendances ont été obtenues avec des colonnes ayant des diamètres de 0.19 et 0.292 m.

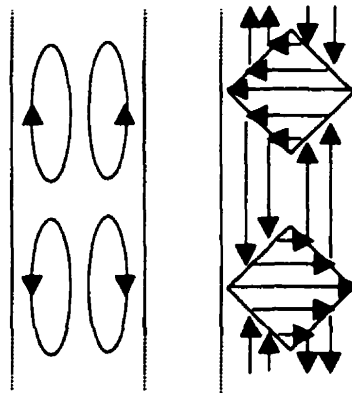


Figure 1.9 : circulation du liquide dans une colonne à bulles modélisée selon deux auteurs : a) Joshi et Sharma (1979) et b) Zehner (1986a et b).

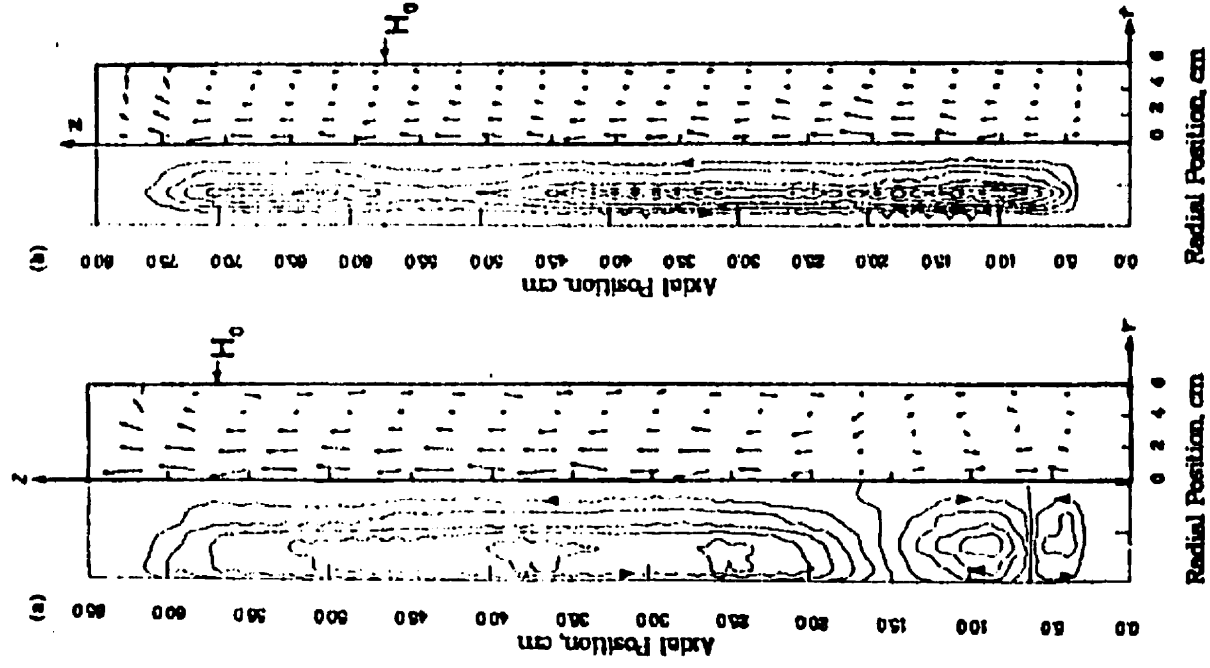


Figure 1.10 : circulation du liquide représentée par des lignes de courants et par un champ vectoriel.  $D_c = 0.114$  m et  $H_c \approx 0.57$  m (indiquée sur la figure par  $H_0$ ). Distributeur à gaz : plaque poreuse. a)  $U_g = 0.028$  m/s (régime homogène) b)  $0.184$  m/s (régime hétérogène). (Tiré de Dudukovic et al. (1991)).

Un modèle plus complexe de l'écoulement a été schématisé par Franz et al. (1984) sur la base de résultats obtenus à l'aide d'un anémomètre laser à effet Doppler (LDA : « Laser Doppler Anemometry ») et d'un anémomètre à film chaud. Ils ont mesuré les trois composantes de la vitesse du liquide selon la position radiale et axiale. Les résultats obtenus leur ont permis d'identifier trois zones d'écoulements particulières à l'écoulement macroscopique du liquide dans une colonne à bulles. Il y a une zone de montée du liquide qui est de forme hélicoïdale, une zone située près de la paroi où le liquide descend et il y a de grands tourbillons (ou vortex) dans les zones « creuses » situées entre les deux autres zones. La figure 1.11a montre cette représentation de l'écoulement. Chacune de ces zones a des propriétés turbulentes différentes et des coefficients de transfert de quantité de mouvement différent. De plus, leurs résultats montrent que la turbulence ne serait pas isotrope comme souvent supposé dans la modélisation de l'écoulement des colonnes à bulles, mais elle est plutôt orientée par la structure de montée des bulles.

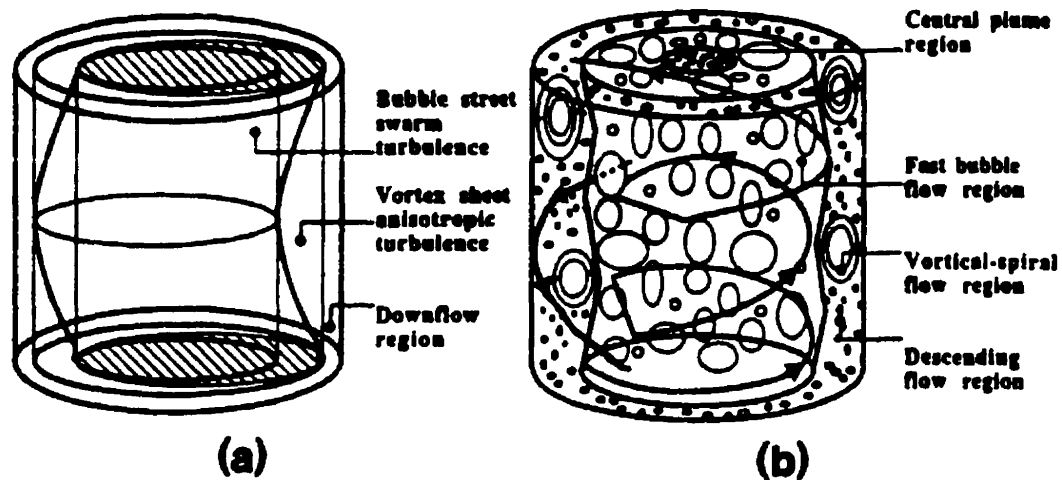


Figure 1.11 : macrostructure de l'écoulement dans a) une colonne à bulles ; modèle de Franz et al. (1984) et b) dans un lit fluidisé gaz/liquide/solide ou dans une colonne à bulles ; modèle de Chen et al. (1994). (Tiré de Larachi et al. (1996)).

L'équipe de Fan (1994 à 1996) (voir par exemple : Chen et al. (1994) et Lin et al. (1996)) a étudié la dynamique de l'écoulement dans une colonne à bulles triphasique à l'aide des techniques de PIV (« Particle Image Velocimetry ») et de visualisation par laser (« laser sheeting technique »). Ils ont ainsi analysé en détail, de façon qualitative et quantitative, la structure macroscopique instantanée d'écoulement dans les colonnes à bulles et les lits fluidisés triphasiques, contrairement aux études de Dudukovic et al. (1991) et de Franz et al. (1984) qui ont rapporté les paramètres de l'écoulement moyen sur une période de temps assez longue pour que les moments statistiques des distributions de vitesse deviennent indépendants du temps de leurs acquisitions. L'équipe de Fan a montré une macrostructure instantanée très semblable à la macrostructure moyenne (établie en assemblant plusieurs points dans l'espace) observée par Franz et al. (1984) ; voir la figure 1.11b. Cependant,

Chen et al. (1994) ont montré que le mouvement de la trompe centrale des bulles (et le liquide qui y est entraîné) monte en tournant en spirale comme montré par Fisher et al. (1994) et décrit précédemment à la section portant sur l'écoulement de la phase gazeuse. En outre, Chen et al. (1994) ont identifié deux régimes d'écoulement différents pour le régime hétérogène. Ainsi, à des vitesses de gaz comprises entre la vitesse de transition ( $U_{g\text{ trans}}$ ) et une certaine vitesse typique (0.05 m/s dans leur cas :  $D_c = 0.10$  m et  $H_c = 2.2$  m), la coalescence des bulles devient très importante et le nombre de grosses bulles ainsi formées devient assez important pour détruire les vortex et la structure de l'écoulement en hélice. En fait, c'est l'écoulement du liquide entraîné dans le sillage de ces grosses bulles et sur leur côté qui devient plus chaotique et dynamique, créant ainsi un écoulement plus turbulent qui détruit les vortex et la structure en hélice. L'écoulement du liquide dans les colonnes à bulles est donc dynamique par nature, comme observé par Groen et al. (1995) et par Groen et al. (1996). Ces derniers ont étudié la dynamique de l'écoulement du liquide à l'aide d'un LDA et d'une sonde à pression à fibre optique (mesure la fluctuation locale de la pression). Ils ont ainsi suggéré que la vitesse du liquide devrait être considérée sur toute échelle de temps comme un phénomène non-stationnaire. Ils ont observé que la distribution moyenne de vitesse du liquide est une superposition de deux ou plusieurs distributions de vitesses typiques causées par le passage de structures cohérentes (essaims de bulles) qui se produit en tout point dans la colonne en plusieurs séquences alternatives.

En conclusion des travaux de Groen et de Fan, il est possible de dire qu'en considérant les moyennes temporelles des paramètres de l'écoulement du liquide, on fait alors une approximation, tout comme lorsque l'on considère ces paramètres moyens dans l'espace.

### ***1.1.6 Interaction des phases liée à l'écoulement***

Il ressort de cette brève revue de la littérature concernant l'écoulement des deux phases qu'il existe une forte interaction entre les deux. En résumé, le gradient du taux de vide et la formation du sillage des bulles induisent l'écoulement du liquide qui à son tour influence l'écoulement des bulles par l'intermédiaire de la friction à l'interface bulle/liquide et par les interactions bulle/bulle via leur sillage. L'écoulement des bulles oriente alors le gradient du taux de vide et la vitesse des bulles qui affecte la forme et la vitesse de leur sillage. Un effet de rétroaction est alors généré.

L'interaction des deux phases se situe en fait à plusieurs échelles, soit à une macroéchelle (ou échelle macroscopique) représentant les grands patrons d'écoulement comme la montée des essaims de bulles et les grands vortex de liquide, à une microéchelle (ou échelle microscopique) représentant la turbulence retrouvée dans le sillage des bulles et dans le liquide entre ces bulles, à une mésoéchelle (situé entre la micro et la macro-échelle) représentant un écoulement local (ou les tourbillons) d'une grandeur de quelques centimètres et finalement à une échelle (ou dimension) temporelle représentant la dynamique de l'écoulement. En plus de l'interaction entre les phases, chaque écoulement à ces échelles sont dépendants les uns des autres. Cet écoulement à plusieurs échelles

influence le mélange des deux phases à ces différentes échelles. Les prochaines sections traitent donc du mélange des phases dans les colonnes à bulles. Mais, le mélange est tout d'abord traité de façon générale à la prochaine section.

### **1.1.7 Mécanismes de mélange**

Comme dit précédemment, l'écoulement d'un fluide influence son mélange. Les deux types d'écoulements idéaux identifiés dans les réacteurs sont nommés de type parfaitement mélangé et de type piston. Le premier implique, comme son nom le suppose, que le mélange est parfait. Autrement dit, les propriétés du fluide (température, concentration, etc.) sont identiques en tous points de l'espace dans le réacteur. L'écoulement de type piston implique que le mélange est nul et que le transport de la masse se fait par une vitesse unique, soit un transport convectif. Ceci signifie que le profil de vitesse est plat sur toute la section perpendiculaire au flux de matière.

Les réacteurs industriels réels présentent des hydrodynamiques plus complexes, qui font en sorte que l'écoulement et le mélange du ou des fluides s'éloignent des comportements idéaux. Un modèle simple tenant compte de cette déviation est souvent utilisé, c'est le modèle piston-dispersif. Ce modèle représente un écoulement piston superposé à une dispersion représenté par un terme de type Fickien (comme en diffusion). Ce modèle s'écrit, pour le transfert de masse en régime transitoire d'un traceur circulant selon un seul axe et en absence de réaction chimique, comme suit :



$$\frac{\partial C_T}{\partial t} = D_{ax} \frac{\partial^2 C_T}{\partial z^2} - \frac{\partial (UC_T)}{\partial z} \quad (1.12)$$

où  $D_{ax}$  : coefficient de dispersion axiale,  $C_T$  : concentration molaire du traceur,  $U$  : vitesse du fluide transporteur.

Ce modèle est surtout nommé : Modèle de Dispersion Axiale (MDA). Il est schématisé à la figure 1.12. Le premier terme à droite de l'équation 1.12 est la dérivée du flux de matière causé par la dispersion (le mélange) et le deuxième terme est la dérivée du flux de matière convectif (traceur transporté à la vitesse  $U$ ). Ainsi, ce modèle renvoi tous les phénomènes de mélange dans un seul paramètre, soit  $D_{ax}$ .

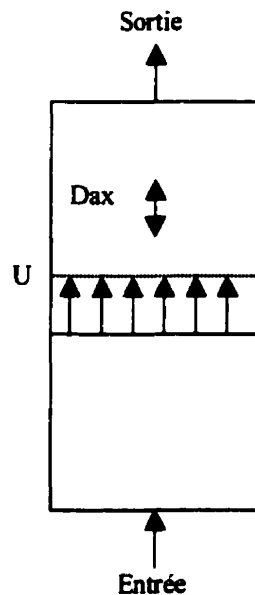


Figure 1.12 : schématisation du Modèle de Dispersion Axiale (MDA).

Il est possible d'adimensionnaliser l'équation 1.12 en adimensionnalisant la concentration du traceur à l'aide de sa concentration à l'injection ( $C_{T0}$ ), la position axiale à l'aide d'une

longueur caractéristique comme la longueur du réacteur ( $L$ ) et le temps à l'aide du temps de séjour moyen de la masse totale du traceur ( $\bar{t}$ ). Ceci permet de faire apparaître un nombre adimensionnel appelé le nombre de Peclet ( $Pe$ ) et défini comme étant le rapport du transport de masse par convection sur le transport de masse dû à la dispersion, soit  $Pe = UL/D_{ax}$ . Ce nombre caractérise la déviation d'un écoulement par rapport à l'écoulement piston. Ainsi, lorsque  $Pe \rightarrow \infty$  cela indique que l'écoulement est de type piston et lorsque  $Pe \rightarrow 0$  l'écoulement est de type parfaitement mélangé.

Ce modèle simple représente bien en général la physique de plusieurs types de réacteurs monophasiques. Il ne serait cependant pas adéquat pour tous les types de réacteurs, d'autant plus s'il y a plusieurs phases dont une qui est dispersée (Levenspiel et Fitzgerald, 1983; Hatton et Lighfoot, 1984a et b, Lübert et Larson, 1990; Yang et al., 1993). Il représente un mécanisme de mélange de type diffusif où le mélange est causé par une fluctuation aléatoire de la vitesse. Un élément de fluide qui est mélangé selon ce mécanisme va voyager à plusieurs vitesses différentes durant son parcours. Ce mécanisme de mélange peut être confondu quantitativement avec un mélange de type convectif car ils ont tous les deux une forme de distribution de temps de séjours semblable (Levenspiel et Fitzgerald, 1984). Cependant, un fluide qui est mélangé selon un mécanisme convectif voit un de ses éléments voyager toujours à la même vitesse durant son parcours. Ce qui cause le mélange dans ce cas, c'est que les différents éléments de fluides voyagent à diverses vitesses. La ressemblance entre ces deux mécanismes s'arrête à la forme de leur distribution de temps

de séjour. En effet, plusieurs de leurs caractéristiques sont différentes, soit la vitesse de l'élargissement de leur distribution de temps de séjours, l'effet de la longueur du réacteur ou l'impact de la distance entre deux points de mesure et les prédictions de mise à l'échelle. Ce dernier point est essentiel car c'est le but de la modélisation. Presque n'importe quel modèle, avec assez de paramètres, peut représenter des données expérimentales dans des conditions opératoires données. Cependant, si le modèle ne représente pas la physique d'un système, il ne pourra évidemment en prédire les données expérimentales dans d'autres conditions opératoires.

Voici comment il est possible de discriminer quantitativement entre les deux mécanismes. Par définition,  $D_{ax} = \text{constante}$  (voir équation 1.12) peu importe la distance entre deux points de mesure, pour des conditions opératoires données. Ainsi, étant donné la relation qui relie l'écart-type ( $\sigma$ ) de la distribution du temps de séjour au coefficient de dispersion axiale (Levenspiel et Fitzgerald, 1984), il est possible de montrer que :

$$\sigma \propto L^{1/2} \quad (1.13)$$

où  $L$  : distance entre deux points de mesure.

Pour un écoulement purement convectif, la variance adimensionnelle ( $\sigma_\theta^2$ ) de la distribution est indépendante de la distance entre deux points de mesure :

$$\sigma_\theta^2 = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = cte, \quad \forall L \Rightarrow \sigma \propto L \quad (1.14)$$

où  $\bar{t}$  : temps de séjour moyen. Cette relation implique évidemment que la vitesse moyenne du fluide ne change pas selon la distance dans le sens de l'écoulement :  $U = L/\bar{t} = cte, \forall L$ . Le mélange du fluide peut ne pas être purement convectif, c'est à dire que certains éléments de fluide changent à quelques occasions de vitesse comme c'est le cas lors de la coalescence et de la rupture des bulles dans un écoulement gaz/liquide. Il peut donc exister des mécanismes de mélange mixte.

Le mélange peut aussi être attribué à la turbulence. Dans ce cas un élément de fluide est transporté de tourbillon en tourbillon. La relation qui relie l'écart-type à la distance entre deux points s'écrit alors pour une turbulence isotropie (Grossmann et Procaccia, 1984) :

$$\sigma \propto L^{\frac{3}{2}+w} \quad (1.15)$$

w : constante positive résultant du caractère intermittent de la turbulence.

Ainsi, une relation du type :

$$\sigma \propto L^n \quad (1.16)$$

peut être écrite. La valeur du paramètre «  $n$  » déterminée expérimentalement donnerait ainsi une indication sur le mécanisme de mélange du fluide étudié pour un système donné. Cette analyse pourrait s'appeler « analyse de la variance ».

### **1.1.8 Mélange de la phase gazeuse**

Le MDA a beaucoup été utilisé afin de représenter le mélange de la phase gazeuse dans une colonne à bulles (Kolbel et al., 1962; Carleton et al., 1967; Towell et Ackerman, 1972; Sher et Schumacher, 1979; Joshi, 1982). Les valeurs du coefficient de dispersion axiale diffèrent d'une étude à l'autre (Joshi, 1982; Deckwer et Schumpe, 1993). Ceci pourrait vouloir dire que le modèle n'approxime pas assez bien la physique du mélange du gaz dans une colonne à bulles. Considérer la différence entre le profil parabolique de la vitesse des bulles (montré à la figure 1.5) et le profil plat supposé dans le cas du MDA (voir la figure 1.12), c'est suffisant pour se questionner sur la validité du modèle dans le cas du gaz s'écoulant dans une colonne à bulles.

Afin de tenir compte des différentes vitesses des bulles causées par leurs différentes tailles, Kawagoe et al. (1989) ont proposé un modèle à deux populations de bulles valide pour le régime hétérogène. Ainsi, les grosses et les petites bulles sont séparées en deux populations qui possèdent chacune leur vitesse et leur coefficient de dispersion axiale (mécanisme mixte convectif/dispersif). L'équation 1.12 est donc supposée valide pour chacune des deux populations de bulles. Shetty et al. (1992) ont proposé un modèle semblable, mais en supposant que l'écoulement des grosses bulles est de type piston, sans dispersion. Josph et

al. (1985) ont également considéré que les grosses bulles s'écoulent comme un piston mais que les petites bulles sont parfaitement mélangées dû à leur entraînement par le liquide. Chacun de ces modèles ne considère pas l'interaction entre les populations de bulles. Modak et al. (1993) ont eux considéré cette interaction via un coefficient d'échange de matière entre les deux populations de bulles. Ces modèles décrivent donc le mélange du gaz comme ayant un mécanisme mixte de type convectif/dispersif avec prédominance du mélange causé par la fluctuation aléatoire de la vitesse des bulles.

Beaucoup d'effort a été mis sur la détermination de corrélations semi-empiriques permettant de calculer le ou les coefficients de dispersion du gaz. Ainsi, Field et Davidson (1980) et Joshi (1982) ont proposé des corrélations concernant le coefficient de dispersion représentant le mélange d'une seule population de bulles. Des corrélations ont également été proposées pour chacune des populations de bulles quant au modèle de mélange à deux populations de bulles (Kawagoe et al., 1989; Modak et al., 1993). De façon générale le ou les coefficients de dispersion de la phase gazeuse ( $Dax_G$ ) sont fonction de :

$$Dax_G = f(Ug, \epsilon_g, Dc, Hc) \quad (1.17)$$

À titre d'exemple, Joshi (1982) a déduit théoriquement une relation de proportionnalité entre  $Dax_G$  et certains paramètres dont il a ensuite déterminé la constante de proportionnalité à l'aide des données de six sources différentes. Voici cette corrélation :

$$Da_G = 110 \frac{U_g^2}{\varepsilon} D_c^2 \quad (1.18)$$

Kawagoe et al. (1989) ont proposé une corrélation du même type pour le coefficient de chaque population de bulles. Ils ont cependant fait une régression afin de trouver les exposants sur le terme «  $U_g/\varepsilon$  » et sur le terme «  $D_c$  » et la constante de proportionnalité. Ils ont ensuite établi une corrélation qui relie ces deux coefficients au coefficient apparent basé sur une seule population de bulles.

La valeur du coefficient de dispersion axiale basée sur une seule population de bulles va de 100 à 5000  $\text{cm}^2/\text{s}$  pour une vitesse superficielle du gaz allant de 0.01 à 0.10 m/s et  $D_c = [0.10, 0.30]$  m (Joshi, 1982).

Hyndman et Guy (1995a) ont montré, à l'aide de tests statistiques basés sur une analyse de la variance (Levenspiel et Fitzgerald, 1984), que le mélange du gaz dans une colonne à bulles est de type convectif. Zahradnik et Fialova (1996) ont confirmé cette analyse par la suite. Hyndman et Guy (1995a et b) ont donc développé un modèle purement convectif basé sur une distribution log-normale ( $f(u_{bi})$ ) de la vitesse des bulles. Le modèle s'écrit ainsi :

$$f(u_{bi}) = \frac{1}{\beta u_{bi} \sqrt{2\pi}} \exp\left(-\frac{(\ln u_{bi} - \alpha)^2}{2\beta^2}\right) \quad (1.19)$$

où  $u_{bi}$  : vitesse possible des bulles,  $\alpha$  et  $\beta$  sont les paramètres du modèle.

Pour une telle distribution, la vitesse moyenne des bulles ( $u_b$ ) et leur écart-type ( $\sigma_b$ ) sont respectivement :

$$u_b = \exp\left(\alpha + \frac{\beta^2}{2}\right) \quad (1.20)$$

et

$$\sigma_b = \exp\left(\alpha + \frac{\beta^2}{2}\right) \sqrt{\exp(\beta^2) - 1} \quad (1.21)$$

Hyndman et Guy (1996b) ont développé des corrélations (qui ne sont fonction que de la vitesse superficielle du gaz) afin d'évaluation les paramètres  $\alpha$  et  $\beta$ . Ce modèle pourrait être considéré comme une superposition de plusieurs modèles pistons, appelé modèle multi-pistons. En effet, l'écoulement de chaque bulle ayant une vitesse  $u_{bi}$  est considérée piston.

Ce modèle a été modifié par Hyndman et al. (1997) afin de représenter l'écoulement des bulles comme étant une superposition de grosses bulles s'écoulant à une vitesse moyenne (piston pour la population des grosses bulles) sur une population de petites bulles de tailles homogènes représentée par une distribution log-normal de leurs vitesses au point de



transition des régimes d'écoulement. Ce modèle stochastique est capable de prédire le taux de vide global indépendamment du régime, la vitesse au point de transition des régime d'écoulement et la fraction des grosses bulles par rapport à celle des petites bulles dans le régime hétérogène. Ce modèle s'écrit comme suit pour le régime homogène :

$$f(u_{bi}) = \frac{f^0(u_{bi})}{1 + \frac{u_b}{\sigma_b^2} (u_b - u_{bi}) \varepsilon_g} \quad (1.22)$$

Où  $f(u_{bi})$  : distribution de la vitesse des bulles,  $f^0(u_{bi})$  : distribution idéale de la vitesse des bulles, sans interaction bulle/bulle.

Et il s'écrit comme suit pour le régime hétérogène :

$$f(u_{bi}) = \frac{(u_{bL} - u_b) f^0(u_{bi})}{(u_{bL} - u_{bi})} + b \varepsilon_g \delta(u_{bL} - u_{bi}) \quad (1.23)$$

où  $u_{bL}$  : vitesse moyenne des grosses bulles,  $b$  : fraction volumique du taux de vide des grosses bulles ( $\varepsilon_{gL}$ ) qui montent à  $u_{bL}$  ( $\varepsilon_{gL}/\varepsilon_g$ ),  $\delta(u_{bL} - u_{bi})$  : fonction de Dirac.

Les modèles montrés ici diffèrent de par la physique qu'il représente. Le mécanisme de mélange du gaz représenté par le dernier modèle montré a l'avantage d'avoir été validé par des tests statistiques. Cependant, tous les modèles montrent une même tendance, soit que les petites bulles ont un degré de mélange plus grand que celui des grosses bulles. Ceci est

souvent expliqué par le fait que les petites bulles sont plus facilement entraînées par le liquide que les grosses bulles. Étant donné les patrons d'écoulement du liquide discutés précédemment, il est apparent que les petites bulles sont ainsi plus mélangées. Il est donc évident que le mélange du liquide influence celui du gaz. La façon dont le mélange du liquide est influencé par celui des bulles est peut-être cependant un peu plus complexe.

### **1.1.9 Mélange de la phase liquide**

Le mélange du liquide dans une colonne à bulles à plusieurs causes, soit :

- la turbulence causée par les bulles, soit :
  - la turbulence retrouvée dans le sillage des bulles;
  - la turbulence engendrée par le passage des bulles autour d'elles.
- La turbulence causée par un écoulement « naturel » du liquide et qui se trouve entre les régions de turbulence causées par les bulles. (l'écoulement « naturel » du liquide signifie celui qui est causé par le gradient du taux de vide et non par l'entraînement des bulles.)
- À une plus grande échelle que celle de la turbulence, les grands patrons d'écoulement comme les vortex retrouvés dans la zone de descente du liquide et d'autres gros tourbillons retrouvés dans la phase liquide des colonnes à bulles.
- Les différentes vitesses de montée du sillage des bulles.
- Les profils de vitesse moyenne du liquide s'écoulant de façon « naturelle » (pour une position locale donnée, chaque vitesse moyenne est une superposition de la vitesse relative moyenne du liquide dans le sillage des bulles, de la vitesse moyenne du sillage

des bulles et de la vitesse dans la masse du liquide (« bulk liquid ») causé par le gradient du taux de vide).

- La diffusion moléculaire qui est négligeable devant les autres mécanismes.

Chacune de ces causes se situe à des échelles différentes et ont des degrés d'importance divers les unes par rapport aux autres. Divers modèles ont été proposés dans la littérature afin de moyéner ou d'approximer le mélange du liquide dans une colonne à bulles.

Certains auteurs (Ulbrecht et al., 1981; Ityokumbul et al., 1994; Herbrard et al., 1996) ont considéré que le mélange du liquide dans une colonne à bulles pouvait être modélisé à l'aide du MDA. Beaucoup d'efforts ont été mis sur la détermination de corrélations semi-empiriques permettant l'estimation du coefficient de dispersion axiale (Baird et Rice, 1975; Joshi et Sharma, 1979; Riquarts, 1981; Kantak et al., 1994). De façon générale il est possible de dire que :

$$Dax_L = f(Ug, \varepsilon_g, Dc, u_t) \quad (1.24)$$

À titre d'exemple, la corrélation de Baird et Rice (1975), qui est souvent citée, est présentée ici. Cette corrélation est basée sur la théorie de la turbulence isotropie de Kolmogorov pour les systèmes monophasiques. La voici :

$$Dax_L = 0.35 Dc^{1/3} Ug^{1/3} g^{1/3} \quad (1.25)$$

Les corrélations ont surtout la forme suivante :

$$Dax_L = cte Dc^a Ug^b \nu_L^c \quad (1.26)$$

où  $\nu_L$  : viscosité cinématique de la phase liquide; a, b et c : paramètres à optimiser. Ce type de corrélation prend donc en compte les propriétés du liquide. L'utilisation de ce type de relation est souvent justifiée par diverses considérations physiques et certains paramètres ont parfois été déterminés par ces considérations physiques. Une compilation des valeurs de ces paramètres retrouvés dans la littérature est présentée dans l'article de Riquarts (1981). Il montre que « a » varie de 1.3 à 1.5, que « b » varie de 0.3 à 0.5 et que « c » varie de -0.14 à -0.12. Les valeurs du coefficient de dispersion axiale varient de 200 à 700 cm<sup>2</sup>/s pour  $Ug = [0.01, 0.10]$  m/s et  $Dc = [0.1, 0.30]$  m (Riquarts, 1981).

Une parenthèse peut être ouverte ici. Il faut noter en effet que même si les valeurs du coefficient de dispersion axiale de la phase gazeuse, données précédemment, sont plus élevées que celles de la phase liquide, le mélange de la phase liquide est plus intense. Pour fin de comparaison du degré de mélange des deux phases, il faut comparer les valeurs de leur nombre de Peclet (Pe) respectives. Ainsi, d'après les résultats de Zahradnik et Fialova (1996) il est possible de remarquer que le nombre de Peclet de la phase gazeuse est environ dix fois plus élevé que celui de la phase liquide.

Lorsque le MDA est utilisé, au moins deux hypothèses sont faites, soit que tous les mécanismes de mélange du liquide s'écoulant dans une colonne à bulles, énumérés ci-haut, peuvent être représentés par un seul paramètre et que le mélange de la phase liquide vient principalement d'une fluctuation aléatoire de ces éléments qui la compose. En fait, l'utilisation du MDA est très rarement justifiée par leurs utilisateurs. Il est possible de faire la même remarque concernant la validité de ce modèle pour le mélange du liquide que celle faite pour le mélange du gaz, soit qu'en comparant le profil radial de vitesse du liquide (voir figure 1.8) et celui supposé dans le cas du MDA (voir figure 1.12) que ce modèle est peut-être trop simpliste. C'est à cause de cela que certains auteurs ont élaboré des modèles se rapprochant d'avantage de la physique du mélange du liquide dans les colonnes à bulles (Hatton et Lighfoot, 1984a et b; Myers et al., 1987; Rustemeyer et al., 1989; Schlüter et al., 1992; Krishna et al., 1993; Degaleesan et al. 1996).

Myers et al. (1987) ont donc proposé un modèle inspiré de celui portant sur l'écoulement du liquide proposé par Joshi et Sharma (1979) et présenté précédemment à la figure 1.9a. Leur modèle stipule que l'échange de matière entre les cellules de circulation du liquide se fait grâce au liquide entraîné par de très grosses bulles (« slug »). Ce modèle est représenté schématiquement à la figure 1.13. Ainsi, le liquide et les petites bulles sont entraînés dans le sillage de très grosses bulles qui passent dans chacune des cellules de liquide en montant dans la colonne. Le liquide contenu dans ce sillage qui vient de la « cellule i-1 » (voir figure 1.13) peut se transférer dans la « cellule i » et ainsi de suite. De plus, le passage d'une de ces grosses bulles à l'interface de deux cellules crée une distorsion qui permet

l'échange entre ces deux cellules. Une série de bilans de matières est alors effectuée afin de quantifier ce mécanisme de mélange. Leur modèle contient sept paramètres (fréquence de passage des grosses bulles, volume des cellules, volume du liquide qui s'écoule respectivement vers la cellule  $i-1$  et vers la cellule  $i+1$  durant le passage de la grosse bulle dans la cellule  $i$ , volume de la grosse bulle et volume de liquide échangé entre le sillage de la grosse bulle et la cellule  $i$ ) dont six sont déterminés à l'aide de relations physiques et d'expérimentation. Le paramètre restant est le volume de liquide échangé entre le liquide contenu dans le sillage d'une des grosses bulles et celui contenu dans une des cellules de liquide. Ils établissent une relation entre leur paramètre et le coefficient de dispersion axiale. En fait, d'après Schlüter et al. (1992), le MDA et le modèle de mélange décrit ici sont numériquement équivalents si le nombre de cellules est assez grand. L'avantage du modèle décrit ici est sa flexibilité, c'est à dire qu'il est plus facile d'y intégrer des obstacles rencontrés dans la colonne, comme un échangeur de chaleur. Ce modèle est fréquemment utilisé dans la modélisation des colonnes à bulles avec réaction chimique tout comme le MDA (Schlüter et al., 1992). Ce modèle repose cependant sur un modèle d'écoulement du liquide qui a été clairement contredit par les résultats de Dudukovic et al. (1991), de Franz et al. (1984) et de Chen et al. (1994). Ils ont montrés en effet, à l'aide de diverses techniques de mesure, que l'écoulement du liquide n'est pas composé de plusieurs boucles de circulation mais bien d'une seule boucle de circulation (figure 1.10).

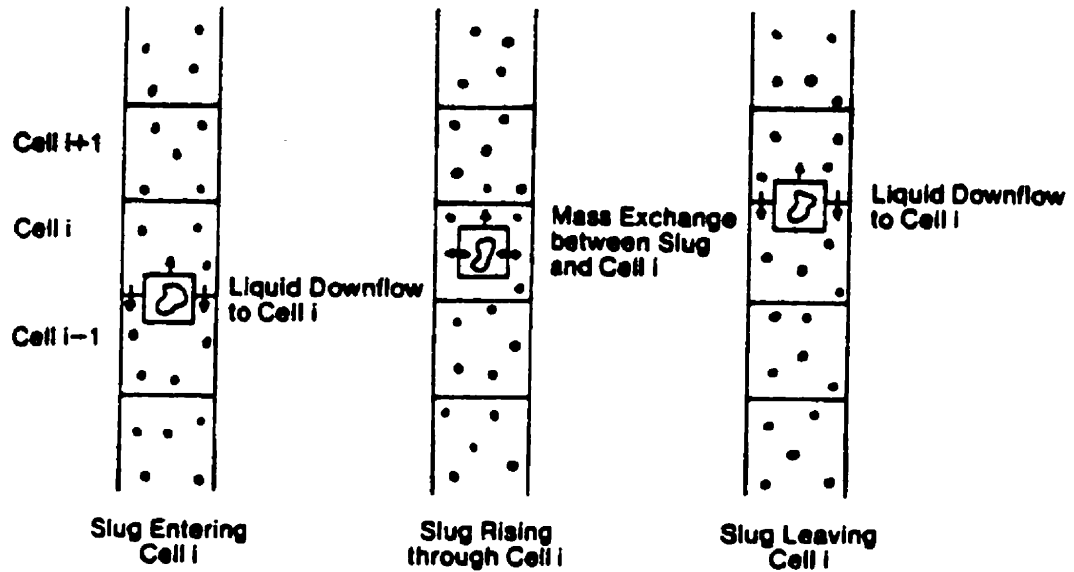


Figure 1.13 : représentation du modèle de Myers et al. (1987). (Tiré de Myers et al., 1987)

Rustemeyer et al. (1989) ont développé un modèle qui tient compte du profil radial de vitesse axial du liquide. Ils ont remplacé le terme de transport convectif représenté par un profil plat par le profil de vitesse. Voici ce modèle :

$$\frac{\partial C_T}{\partial t} = D \alpha_L(r) \frac{\partial^2 C_T}{\partial z^2} + \left| \hat{u}_L(r) \right| \frac{\partial C_T}{\partial z} \quad (1.27)$$

L'écoulement est donc représenté par plusieurs volumes (ou tranches) de forme annulaires placés en parallèles ayant chacun leur vitesse et leur coefficient de dispersion. Ce modèle permet donc de séparer le mélange convectif causé par le profil de vitesse à celui causé par

l'aspect stochastique de l'écoulement. Cette représentation est plus réaliste que le MDA car la variation de la vitesse locale sur une faible distance radiale peut être considérée négligeable. Cependant, la question concernant l'identification du mécanisme de mélange (convectif, dispersif ou turbulent) local (sur une ligne de courant) se pose encore. Des essais de traçage avec un colorant ont permis à Rustemeyer et al. (1989) de considérer que des zones de type parfaitement mélangé recouvrant toute la section pouvaient être considérées entre les zones régies par l'équation 1.27. Il n'y a pas d'échange de matière considéré entre les tranches annulaires (ou dispersion radiale), mais ce sont les régions de type parfaitement mélangé qui permettent l'échange de matière entre ces tranches. La figure 1.14 montre un schéma du modèle. Leur modèle a trois paramètres, soit le nombre de zones de type parfaitement mélangé, leur hauteur et le coefficient de dispersion pour une tranche annulaire donnée. Ils optimisent leurs paramètres à l'aide de données de traçage obtenues en injectant un traceur à l'entrée du réacteur et en mesurant sa concentration en quelques positions radiales dans le réacteur. Leurs résultats montrent que le coefficient de dispersion axiale augmente en partant du centre de la colonne vers sa paroi. De plus, l'amplitude du gradient radial du coefficient de dispersion diminue avec l'augmentation de la vitesse superficielle du gaz.



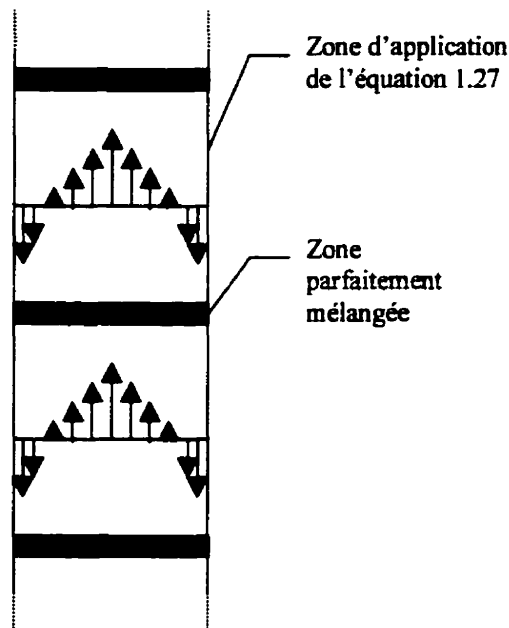


Figure 1.14 : schématisation du modèle de Rustemeyer et al. (1989).

Hatton et Lightfoot (1984a et b) ont eux aussi développé un modèle tenant compte du profil radial de la vitesse axiale du liquide, mais ils ont ajouté le terme correspondant à la dispersion radiale. Soit l'équation suivante :

$$\frac{\partial C_T}{\partial t} = Dax_L(r) \frac{\partial^2 C_T}{\partial z^2} - |u_L(r)| \frac{\partial C_T}{\partial z} - Drad_L \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r \frac{\partial C_T}{\partial r} \right) \quad (1.28)$$

$Drad_L$  : dispersion radiale de la phase liquide. En développant mathématiquement ce modèle et en le comparant au MDA, ils arrivent à la conclusion suivante : l'utilisation du MDA dans le dimensionnement des réacteurs multiphasiques n'est pas, pour une grande part, pertinente.

Degaleesan et al. (1996) ont développé un modèle reposant sur une supposition, basé sur les résultats obtenus par Dudukovic et al. (1991). La voici. Le mélange du liquide dans une colonne à bulles est principalement dû à sa recirculation globale et à la dispersion due à la turbulence causée par la montée des bulles. La figure 1.15 montre schématiquement ce modèle. L'hydrodynamique et le mélange des zones d'entrées et de dégagement du gaz sont considérées et représentées par des réacteurs de type parfaitement mélangé. Entre ces deux zones les régions de montée et de descente du liquide sont chacune représentées par des zones ayant un comportement piston-dispersif (modélisé par le MDA). Le transfert de matière entre ces deux dernières zones est considéré et représenté par le coefficient de transfert de masse « K ». Ce dernier peut être apparenté au coefficient de dispersion radiale au point d'inversion du sens de l'écoulement du liquide si l'on considère que le transport de masse ne se fait uniquement qu'à cause de la dispersion. Ce modèle est relativement simple et tient compte des principales caractéristiques globales de l'écoulement des colonnes à bulles qui influencent leur mélange. Il contient cependant beaucoup de paramètres qu'il faut mesurer avec divers instruments (Degaleesan et al., 1996). Les paramètres optimisés à l'aide de résultats de traçage sont  $D_{ax1}$ ,  $D_{ax2}$  et K. Ces paramètres obtenus par régression et, indépendamment, à l'aide des résultats de CARPT (Dudukovic et al, 1991) ont montré les mêmes tendances. Ainsi, le coefficient de dispersion axiale du liquide descendant est environ de 1.5 à 2 fois plus élevé que celui du liquide ascendant ( $D_{ax2CARPT} = 440 \text{ cm}^2/\text{s}$  et  $D_{ax1CARPT} = 285 \text{ cm}^2/\text{s}$  ;  $D_c = 0.19 \text{ m}$ ,  $H_c = 2.44 \text{ m}$ ,  $U_g = 0.10 \text{ m/s}$ ,  $U_L = 0.01 \text{ m/s}$ ). De plus, la valeur du coefficient de dispersion radiale est un ordre de grandeur plus faible que

les valeurs des coefficients de dispersion axiale ( $K_{CARPT} = 43 \text{ cm}^2/\text{s}$ ). Les valeurs des paramètres obtenues par régression sont par contre différents de ceux mesurés à l'aide de CARPT ( $D_{ax1\text{regress.}} = 113 \text{ cm}^2/\text{s}$  et  $D_{ax2\text{regress.}} = 244 \text{ cm}^2/\text{s}$ ,  $K_{\text{regress.}} = 69 \text{ cm}^2/\text{s}$ ). Ce modèle a cependant pu être utilisé afin de prédire (et non effectuer une régression) adéquatement le mélange dans une unité pilote (Degaleesan et al., 1996) et dans une unité industrielle (Degaleesan et al., 1997). Les différences observées entre les paramètres mesurés et calculés par régression sont attribuables, d'après les auteurs, au fait que leur modèle ne tient pas compte de la variation radiale de la vitesse du liquide mais seulement de l'écoulement moyen des zones ascendante et descendante du liquide. Il faut noter ici que ce modèle est en fait un cas particulier du modèle de Rustemeyer et al. (1989) décrit précédemment. Une différence importante est cependant observable, soit que l'échange de matière entre les zones annulaires est considéré par un coefficient. La question émise précédemment demeure, soit : est-ce que le modèle basé sur un écoulement piston-dispersif représente bien le mécanisme de mélange de la phase liquide dans une colonne à bulles ?

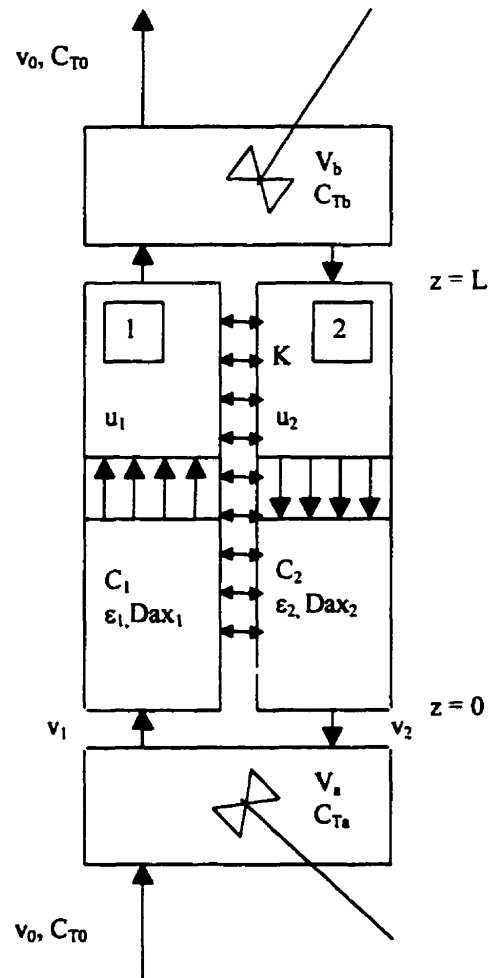


Figure 1.15 : schématisation du modèle de Degaleesan et al. (1996). Modèle à quatre zones : A et B zones d'entrées et de désengagement du gaz respectivement (considérées parfaitement mélangé) ; 1 et 2 zones de montées et de descentes du liquide respectivement (considérées piston-dispersif). Notations :  $v_i$  : débit volumique,  $C_{Ti}$  : concentration molaire du traceur,  $V_i$  : volume,  $K$  : coefficient d'échange de matière,  $u_i$  : vitesse du liquide,  $i$  : indice lié à une zone.

Les modèles montrés dans cette section tentaient de représenter le mélange global, sur une grande échelle, combiné au mélange sur une très petite échelle liée à la turbulence. Mais qu'en est-il du mélange situé entre ces échelles ?

## **1.2 Mécanisme de mélange local du liquide pour un système gaz/liquide – étude dans le tube de montée (« riser ») d'un réacteur de type airlift concentrique.**

En considérant la liste des phénomènes qui causent le mélange du liquide donnée en début de la section portant sur le mélange du liquide, on remarque que ce dernier se situe à plusieurs échelles. Il y a donc un mélange global ou macromélange, qui dépend des grands patrons d'écoulement, un mélange à très petite échelle ou micromélange qui est lié à la turbulence et un mélange à une échelle intermédiaire entre le micro et le macro-mélange qui est de l'ordre de quelques millimètres à quelques centimètres, appelé le mésomélange. L'équipe de Lübbert (Lübbert et Larson, 1990; Schmidt et al., 1992a et b; Nassar et al., 1992) s'est intéressée au mélange à cette dernière échelle dans la zone diphasique d'un réacteur de type airlift concentrique. Elle a ainsi mesuré des distributions de temps de séjour locales à l'aide d'une technique de traçage thermique développée par Lübbert et Larson (1987) et Lübbert et al. (1987). C'est cette technique qui a été utilisée lors de la réalisation du présent mémoire. Elle est donc expliquée en détail au chapitre portant sur la partie expérimentale.

Même si les phénomènes de macromélange dans les réacteurs de type airlift et dans les colonnes à bulles sont fondamentalement différents, le mésomélange dans les zones diphasiques bulles/liquide doit avoir des mécanismes semblables. C'est pour cette raison que les travaux de Lübbert sont présentés ici.

Lübbert et Larson (1990) ont utilisé l'analyse de la variance (voir équations 1.13 à 1.16) afin de déterminer le mécanisme de mélange axial à une échelle du millimètre et du centimètre dans le tube de montée (« riser ») d'un réacteur de type airlift. Ce dernier a un diamètre de 0.14 m avec une hauteur de 2.5 m et le tube de montée à un diamètre de 0.10 m avec une hauteur de 2 m. Une plaque perforée couvre toute la surface du tube de montée. Le gaz utilisé est de l'air et le liquide est de l'eau ayant une concentration en NaCl de 1 g/L (ce sel sert à l'utilisation de la méthode de mesure). Tous les résultats obtenus par l'équipe de Lübbert viennent de ce réacteur.

Lübbert et Larson (1990) et Schmidt et al. (1992a et b) ont trouvé des valeurs de «  $n$  » (équation 1.16) allant de 0.8 à 0.95 dans le centre ( $r/R = [0, 0.8]$ ) du tube de montée et de 0.4 très près de la paroi ( $r/R \rightarrow 1$ ). La figure 1.16a montre ces résultats. Ainsi, le mécanisme du mélange local du liquide est principalement convectif avec une partie dispersive. D'après les auteurs l'aspect convectif du mélange vient du liquide contenu dans le sillage des bulles qui montent à différentes vitesses. Leurs résultats montrent que même si l'intensité du mélange augmente avec la vitesse superficielle du gaz, le mécanisme du mélange quant à lui n'est pas affecté par cette vitesse (Schmidt et al., 1992b). La valeur des vitesses étudiées passe de 0.027 à 0.053 m/s sur une échelle allant de 5 à 30 mm (distances entre les points de mesures). Le mécanisme du mélange semble cependant être affecté par la vitesse relative des bulles. En effet, le profil de «  $n$  » a la même forme que celui de la vitesse relative des bulles ; voir la figure 1.16. De plus, Lübbert et Larson (1990) ont

montré que le mécanisme du mélange radial est de type dispersif. En outre, l'importance de la composante convective du mécanisme de mélange dépend évidemment du nombre de bulles (ou du taux de vide) qui passe, d'où la faible valeur de «  $n$  » pour le liquide s'écoulant près de la paroi. En effet, le profil radial du taux de vide dans le tube de montée d'un airlift à la même forme que celui retrouvé dans une colonne à bulles, soit un faible taux de vide près de la paroi.

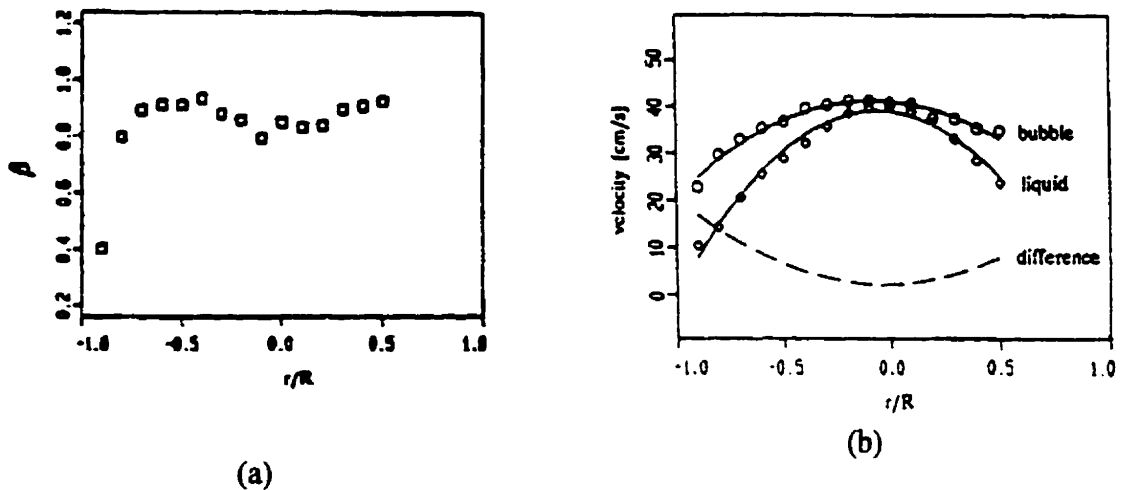


Figure 1.16: comparaison du profil de l'exposant «  $n$  » ( $\beta$  sur la figure) de l'équation 1.16 (a) et de la vitesse relative des bulles (b). (Tiré de Schmidt et al, 1992a).

Yang et al. (1993) arrivent aux mêmes conclusions quant au mécanisme de mélange selon les deux axes discutés précédemment à l'aide d'une analyse fractale réalisée sur une colonne à bulles. Leurs analyses sont basées sur des résultats obtenus à l'aide de la technique CARPT. Ils trouvent en plus que le mécanisme est de type convectif dans la direction

angulaire. Leurs résultats montrent cependant qu'il y a aurait un effet de la vitesse superficielle du gaz sur le mécanisme de mélange dans les directions axiales et angulaires. La composante de type diffusif du mécanisme de mélange du liquide devient plus importante avec l'augmentation de la vitesse superficielle du gaz. Dans la direction du rayon le mécanisme reste de type diffusif. Ainsi, en considérant que la composante convective vient du sillage des bulles et étant donné que les bulles ont tendance à monter en tournant dans la colonne, il fallait s'attendre à ce que la composante convective du mécanisme soit prédominante dans la direction axiale et angulaire.

L'équipe de Chaouki (Larachi et al., 1995; Cassanello et al., 1995; Larachi et al., 1996; Cassanello et al., 1996; Kiared et al., 1997) a réalisée une étude sur l'écoulement et le mélange de la phase solide dans un réacteur triphasique gaz/liquide/solide qui a donné lieu aux mêmes types de conclusions que ceux de l'équipe de Lübbert. La technique CARPT a été utilisé, mais contrairement à l'étude de l'équipe de Dudukovic c'est la phase solide qui était traquée. Les membres de l'équipe de Chaouki ont donc analysé le déplacement tridimensionnel (et selon le temps) d'une particule dans un lit triphasique. Ils ont alors constaté que le mécanisme de mélange de la phase solide est du même type que celui identifié par l'équipe de Lübbert. Ainsi, Larachi et al. (1995) et Larachi et al. (1996) ont constaté que le parcours axial d'une particule est constitué de parcours à vitesse constante (déplacement convectif) et de parcours où la vitesse de la particule fluctue de façon aléatoire (déplacement dispersif). Ils ont identifié les trois mêmes zones d'écoulement que l'équipe de Fan (1994) et de Franz (1984) (voir figure 1.11) dans lesquelles le solide



circule. En fait le solide monte dans le réacteur à l'intérieure du sillage des bulles, il peut alors être libéré par ce dernier dans la phase émulsion liquide/solide afin de redescendre principalement près de la parois et il peut être entraîné pendant un certain temps dans les gros tourbillons situés entre la zone de montée et de descente pour ensuite redescendre ou être récupéré de nouveau par le sillage d'une autre bulle afin d'être recirculé dans le réacteur. Même si l'écoulement du solide dans la phase sillage des bulles et dans celle de l'émulsion sont différentes, des indices de macromélange (Villermaux, 1996) semble indiquer que le mécanisme de mélange du solide dans les deux phases sont les mêmes (Kiared et al., 1997). Cassanello et al (1996) et Kiared et al. (1997) ont donc proposé chacun un modèle à deux zones, soit le sillage et l'émulsion, pour le mélange du solide avec un coefficient d'échange entre les deux zones. Les premiers auteurs (1996) ont considéré l'écoulement du solide dans les deux zone comme étant piston et les derniers (1997) l'ont considéré comme étant piston dispersif (précisément CSTR en série).

Schmidt et al. (1992b) ont mesuré la distribution de temps de séjour du liquide contenu dans le sillage d'une bulle. La distribution de temps de séjour obtenue se rapproche beaucoup de celle caractérisant un réacteur de type parfaitement mélangé. La figure 1.17 montre la distribution mesurée. Ils ont également réalisé une étude du transfert gaz/liquide de l'oxygène contenu dans l'air qui forme les bulles. Cette étude a montré que le transfert de l'oxygène se fait presque uniquement via le sillage des bulles et que celui-ci peut se détacher des bulles et se mélanger dans la masse du liquide (« bulk liquid »). Ceci

complexifie alors le mécanisme de mélange de la phase liquide en emmenant un transfert du liquide entre le sillage des bulles et la masse du liquide.

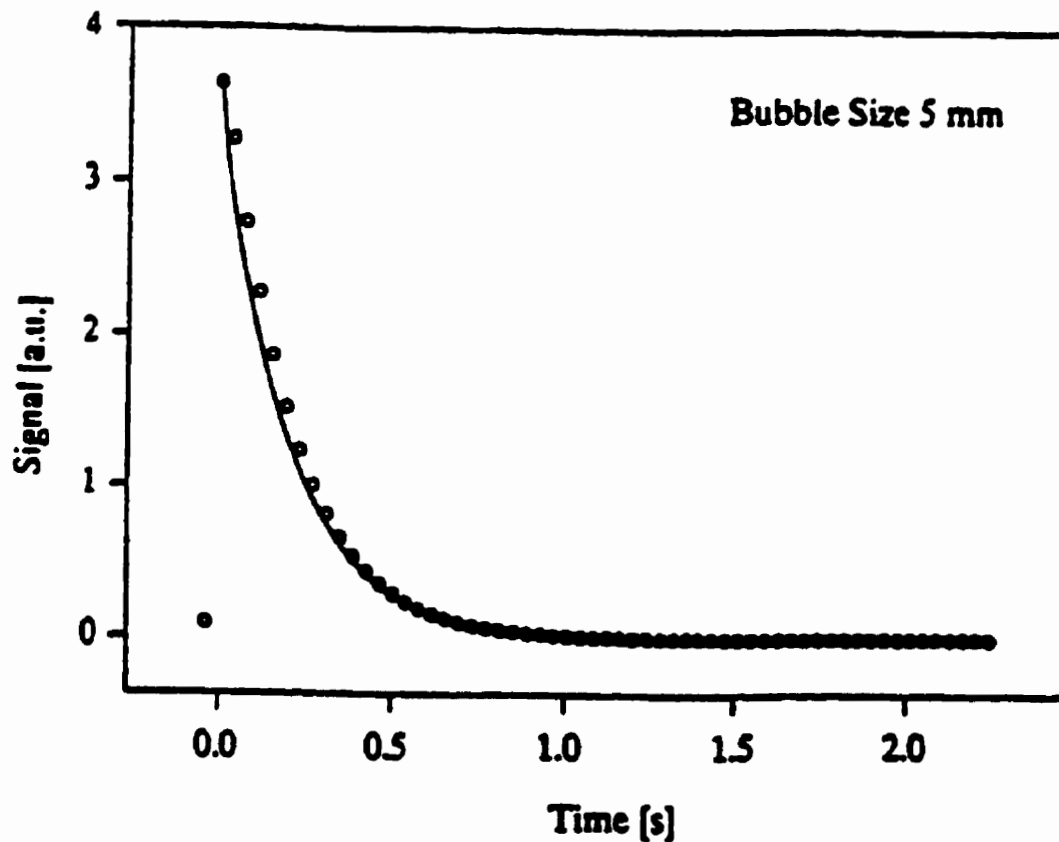


Figure 1.17: distribution de temps de séjour du liquide contenu dans le sillage d'une bulle ayant un diamètre de 5 mm. (Tiré de Schmidt et al., 1992b).

Tout ceci met en évidence la nécessité d'élaborer un modèle phénoménologique ayant la capacité de représenter tous ces phénomènes caractérisant le mélange local du liquide dans

un système bulles/liquide. Nassar et al. (1992) ont donc proposé un modèle général qui a été simplifié par Schmidt et al. (1992a et b). Voici l'équation décrivant ce modèle :

$$f(t, L) = \frac{B}{\sqrt{2\pi\sigma_{X(t)}^2}} \exp\left(-\frac{(L - \mu_{X(t)})^2}{2\sigma_{X(t)}^2}\right) \quad (1.29)$$

où  $f(t, L)$  : distribution de temps de séjours obtenue entre deux points de mesure séparés par une distance «  $L$  »,  $B$  : constante de normalisation,  $\sigma_{X(t)}^2$  : variance de la distribution des distances parcourues «  $X$  » des éléments du liquide à un temps «  $t$  »,  $\mu_{X(t)}$  : distance moyenne parcourue par les éléments de liquide à un temps «  $t$  ». Cette forme de distribution a été supposée. Les auteurs ont cependant effectué des bilans de population sur les éléments de liquide, pouvant passer du sillage des bulles vers la masse du liquide et vice-versa afin de développer les relations pour les deux premiers moments statistiques de l'équation 1.29. Voici la relation pour le premier moment :

$$\mu_{X(t)} = \hat{u}_{pL} \frac{\alpha}{\alpha + \beta} t + \hat{u}_{pb} \frac{\beta}{\alpha + \beta} t \quad (1.30)$$

où  $\hat{u}_{pL}$  : vitesse moyenne du liquide dans la masse du liquide,  $\hat{u}_{pb}$  : vitesse moyenne du sillage des bulles,  $\alpha$  : intensité de transition de la phase masse du liquide à la phase du sillage des bulles (l'inverse du temps moyen passé par un élément de liquide dans la masse du liquide),  $\beta$  : intensité de transition de la phase du sillage des bulles à la phase masse du liquide (l'inverse du temps moyen passé par un élément de liquide dans le sillage des

bulles). Il faut remarquer que les termes «  $\alpha/(\alpha + \beta)$  » et «  $\beta/(\alpha + \beta)$  » représentent respectivement la fraction volumique de liquide contenu dans la masse du liquide et la fraction volumique de liquide contenu dans le sillage des bulles.

En considérant qu'il n'y a pas de corrélation entre la vitesse d'un élément de liquide dans le sillage d'une bulle et sa vitesse dans la masse du liquide, alors la covariance entre ces deux vitesses est nulle et on obtient la relation suivante pour le deuxième moment :

$$\sigma_{X(t)}^2 = E(\hat{u}_{pb} - \hat{u}_{pL})^2 \frac{2\alpha\beta}{(\alpha + \beta)^4} [(\alpha + \beta)t - 1 + e^{-(\alpha + \beta)t}] \quad (1.31)$$

$$+ \sigma_{pb}^2 \left[ \frac{t^2 \beta}{(\alpha + \beta)(1 + \alpha t)} \right] + \sigma_{pL}^2 \left[ \frac{t^2 \alpha}{(\alpha + \beta)(1 + \beta t)} \right]$$

où  $E(\hat{u}_{pb} - \hat{u}_{pL})$  : vitesse moyenne relative des vitesses relatives «  $\hat{u}_{pb} - \hat{u}_{pL}$  »,  $\sigma_{pb}^2$  : variance des vitesses du sillage des bulles,  $\sigma_{pL}^2$  : variance des vitesses du liquide contenu dans la masse du liquide.

L'équation 1.31 a deux cas limites, soit lorsque  $t \rightarrow 0$  ce qui donne  $\sigma_{X(t)} \propto t$  et lorsque  $t \rightarrow \infty$  ce qui donne  $\sigma_{X(t)} \propto t^{0.5}$ . Ainsi, la relation qui donne la variance a la flexibilité de représenter le cas du mécanisme convectif et dispersif et d'une superposition des deux. Nassar et al. (1992) ont donc dans un premier temps supposé la forme de la distribution de la distance parcourue par les éléments de liquide à un temps donné. Ils ont ensuite établi une relation qui permet de représenter le lien entre sa variance et le temps qui est régi par le

mécanisme de mélange. En outre, l'équation 1.31 montre que la variance de la distance parcourue dépend de la vitesse relative moyenne du sillage des bulles, de la variance de la distribution des vitesses du sillage des bulles et de celle de la distribution des vitesses du liquide dans la masse du liquide.

Schmidt et al. (1992a) n'ont pas considéré les variances des distributions de vitesses dans la phase du sillage des bulles et dans celle du liquide dans la masse du liquide. La variance de la distance parcourue dépend alors seulement de la vitesse relative moyenne entre les phases et de leur fraction volumique respective. Ils ont mesuré la vitesse moyenne des bulles à l'aide d'un anémomètre à ultrason à effet Doppler et ils ont considéré qu'elle représentait celle du sillage des bulles. Leur modèle a donc trois paramètres, soit  $\alpha$ ,  $\beta$  et  $\hat{u}_{pL}$ . Schmidt et al. (1992b) ont en plus considéré la variance de la vitesse du sillage des bulles mais pas celle du liquide dans la masse du liquide. Ils ont mesuré la variance des bulles (qui correspond à celle de leur sillage) avec la même technique que celle utilisée pour en mesurer la vitesse moyenne. Ils ont estimé les autres paramètres avec divers résultats expérimentaux et hypothèses afin de faire une prédiction sur la relation qui relie la variance de la distance parcourue au temps. Cette prédiction est très satisfaisante en regard des résultats expérimentaux obtenus. Nassar et al. (1992) ont considéré tous les paramètres. Ils ont eux aussi utilisé les résultats obtenus avec l'anémomètre ultrasonique à effet Doppler. Leur modèle a donc quatre paramètres, soit  $\alpha$ ,  $\beta$ ,  $\hat{u}_{pL}$  et  $\sigma_{pL}^2$ .

Des régressions sur des distributions de temps de séjours local ont été réalisées afin de déterminer les paramètres des différents modèles. Schmidt et al. (1992a) ont trouvé que la probabilité qu'un élément de liquide soit entraîné dans le sillage d'une bulle est de 0.11 («  $\beta/(\alpha + \beta)$  ») pour une vitesse superficielle du gaz de 0.025 m/s et sur une distance de 30 mm. Comme mentionné précédemment, cette valeur représente la fraction volumique du liquide contenu dans le sillage des bulles. Schmidt et al. (1992b) ont proposé, suite à des expériences menées sur bulle seule, que le volume du sillage des bulles est environ 1.3 fois supérieure à celui des bulles de forme ellipsoïdales. Ils ont ainsi estimé que la fraction volumique du sillage des bulles passe de 0.096 à 0.14 pour des vitesses du gaz allant de 0.027 à 0.053 m/s. De façon générale les différents auteurs montrent que la valeur de la vitesse moyenne du liquide dans la masse du liquide est environ de deux à près de trois fois inférieure à celle du sillage des bulles. De plus, Nassar et al. (1992) montrent que la variance de la vitesse du liquide dans la masse du liquide est environ 1.6 fois moins importante que celle du sillage des bulles. Ces résultats semblent plausibles étant donné que le liquide entraîné dans le sillage des bulles va évidemment monter plus rapidement que celui qui est entraîné dans la masse du liquide. De plus, considérant les résultats de l'analyse de la variance et la fraction volumique du liquide contenue dans le sillage des bulles, il est évident que la variance de la vitesse du sillage des bulles se doit d'être plus élevée que celle du mélange liquide.

Ces modèles stochastiques implique donc que le liquide peut être séparé en deux phases, soit celle du liquide contenu dans le sillage des bulles et celle du liquide contenu dans la masse du liquide. Chacune de ces phases ont leurs caractéristiques d'écoulement et de mélange. Cette représentation peut sans doute être applicable pour les colonnes à bulles. Ceci reste donc à être vérifié.

## CHAPITRE 2

### POSITIONNEMENT DU PRÉSENT PROJET DE MÉMOIRE

Une bonne compréhension de l'hydrodynamique est importante lorsque la cinétique des réactions chimiques est rapide. En effet, dans ce cas les comportements hydrodynamiques deviennent limitants ; il est alors important d'augmenter la rapidité des échanges de matière. Partant de tout ce qui a été mentionné dans la revue de la littérature, il devient évident que l'étude de l'écoulement et du mélange des phases présentes dans une colonne à bulles doit se faire à toutes les échelles. Il est aussi évident que l'étude des phénomènes locaux permet de construire, par assemblage, les divers phénomènes globaux. L'intérêt de l'étude à petite échelle devient alors clair. Depuis quelques années, il y a de plus en plus d'informations portant sur l'écoulement local des phases retrouvées dans la littérature, mais cet écoulement n'est pas encore bien compris. Cependant, les données portant sur le mélange local des phases sont peu nombreuses. Ce type d'information est important pour l'optimisation de la sélectivité chimique. Le mémoire présenté ici fait donc partie des premières études du mélange local du liquide et de son interaction avec le mélange des bulles à une mésoéchelle dans une colonne à bulles. Cette étude va dans le sens des objectifs exposés à l'introduction.



## **CHAPITRE 3**

### **EXPÉRIMENTAL**

Ce chapitre traite des aspects techniques concernant la réalisation du présent projet. Le montage expérimental est d'abord présenté. Le développement de la technique de traçage thermique local et l'application de la technique d'anémométrie laser par effet Doppler sont ensuite discutés dans deux sections distinctes.

#### **3.1 Montage expérimental**

La figure 3.1 présente le schéma du montage expérimental de la colonne à bulles utilisée. Cette dernière est faite de Plexiglas. Elle a un diamètre interne de 0.20 m et une hauteur de 1.90 m. La hauteur d'eau non-aérée est de 1.40 m à partir du distributeur à gaz. Ce dernier est une plaque perforée constituée de 69 orifices ayant un diamètre de 1 mm. Les orifices sont arrangés en carrés et ils sont espacés de 20.5 mm centre à centre. La phase liquide est en cuvette et elle est constituée d'eau du réseau municipal. La phase gazeuse est constituée d'air acheminée par le compresseur de l'École, mais elle est filtrée avant de s'introduire dans la colonne.

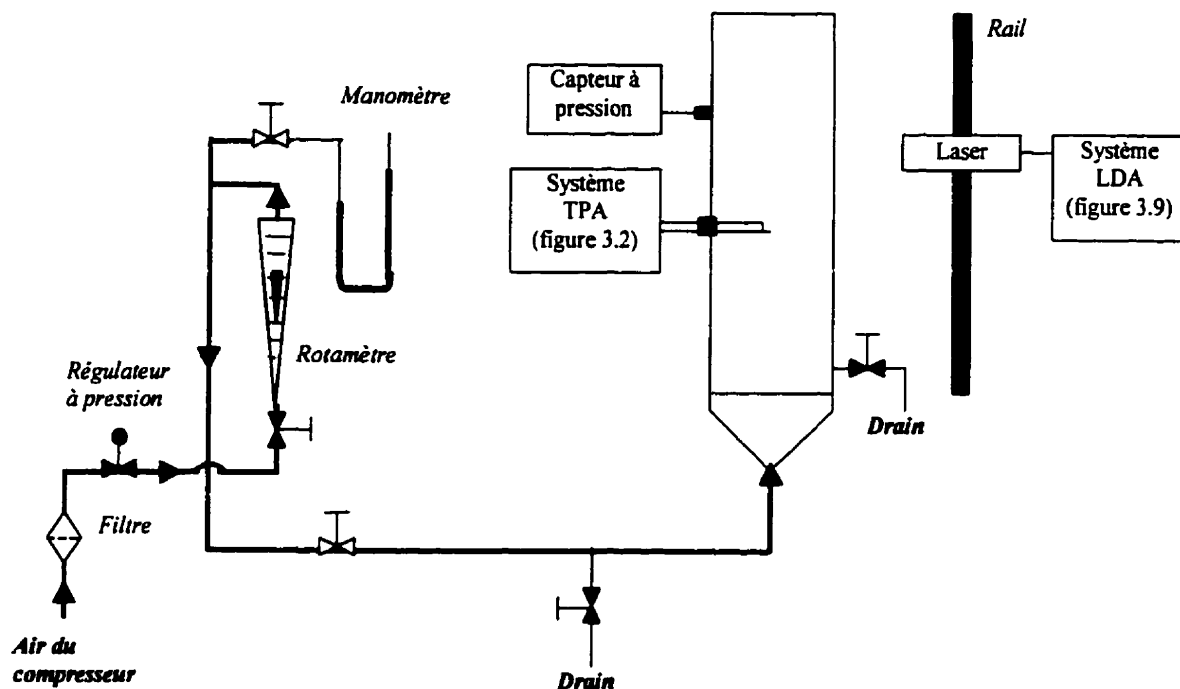


Figure 3.1 : schéma du montage expérimental. Le schéma n'est pas à l'échelle.

Le débit d'air est réglé à l'aide d'un régulateur à pression et d'un rotamètre. La pression en aval du rotamètre est mesurée avec un manomètre à mercure. Un capteur à pression (Lucas Schaevitz, Pennsauken, 20WG) est utilisé afin de mesurer le taux de vide global. Les distributions de temps de séjours local et les distributions de vitesses locales du liquide sont mesurées à l'aide d'une technique de traçage thermique local, appelée « anémométrie par impulsion thermique » ou « TPA » (en anglais : « Therma Pulsed Anemometry »). Cette technique développée au département de génie chimique à l'École Polytechnique est décrite à la prochaine section. L'instrument est placé à  $z/D_c = 4.3$ , loin des effets de bouts. Un anémomètre laser par effet Doppler ou LDA (en anglais : « Laser Doppler Anemometry ») peut se déplacer axialement sur un rail. Cet instrument peut servir à

mesurer les distributions de vitesses locales du liquide et des bulles. Il permet également de mesurer les caractéristiques de la turbulence du liquide. En effet, l'échelle de mesure est de l'ordre du micromètre et la valeur des fréquences d'acquisition peut être grande, soit de l'ordre du kHz. Cependant, cette technique n'a pu être utilisée dans le cadre de ce projet, car plusieurs problèmes ont été rencontrés lors de son utilisation pour la colonne à bulles et le temps a manqué. L'étude portant sur l'utilisation du LDA est quand même présentée (section 3.3). En outre, les deux techniques de mesure peuvent se déplacer sur tout le rayon de la colonne.

## **3.2 Anémométrie par impulsion thermique (TPA)**

### **3.2.1 Principe et équipements**

Lübbert et Larson (1983) sont les premiers à avoir développé la technique d'anémométrie par impulsion thermique (TPA) pour les systèmes polyphasiques. C'est une méthode intrusive de traçage thermique local de la phase liquide. Elle peut être utilisée tant en régime homogène qu'en régime hétérogène. Le principe est simple : un signal thermique est transmis au liquide en amont de l'écoulement à l'aide de deux électrodes (sonde 1) plongées dans le liquide et la température de celui-ci est mesurée en continu en aval de l'écoulement à l'aide d'un anémomètre à film chaud à courant constant (sonde 2). La figure 3.2 montre ce système. Le signal thermique transmis au liquide n'est pas une fonction de Dirac comme souvent utilisée en traçage. En fait, le signal est un signal pseudo-stochastique. Ce type de signal permet d'augmenter de plus d'un ordre de grandeur le

signal/bruit et de réduire l'énergie nécessaire pour marquer le liquide. La fonction d'autocorrélation du signal d'entrée doit par contre être une fonction de Dirac. En effet, le délais du passage, entre les deux sondes, d'un élément de liquide marqué se calcule à l'aide de la fonction de corrélation-croisée entre le signal d'entrée (chauffage de l'élément de liquide) et le signal de sortie (mesure de la température du liquide en aval des électrodes). Connaissant la distance entre les deux sondes, il est possible de calculer la vitesse de l'élément de liquide. En mesurant le délai de plusieurs éléments de liquide, la distribution de temps de séjour local et celle de la vitesse du liquide sont alors obtenues.

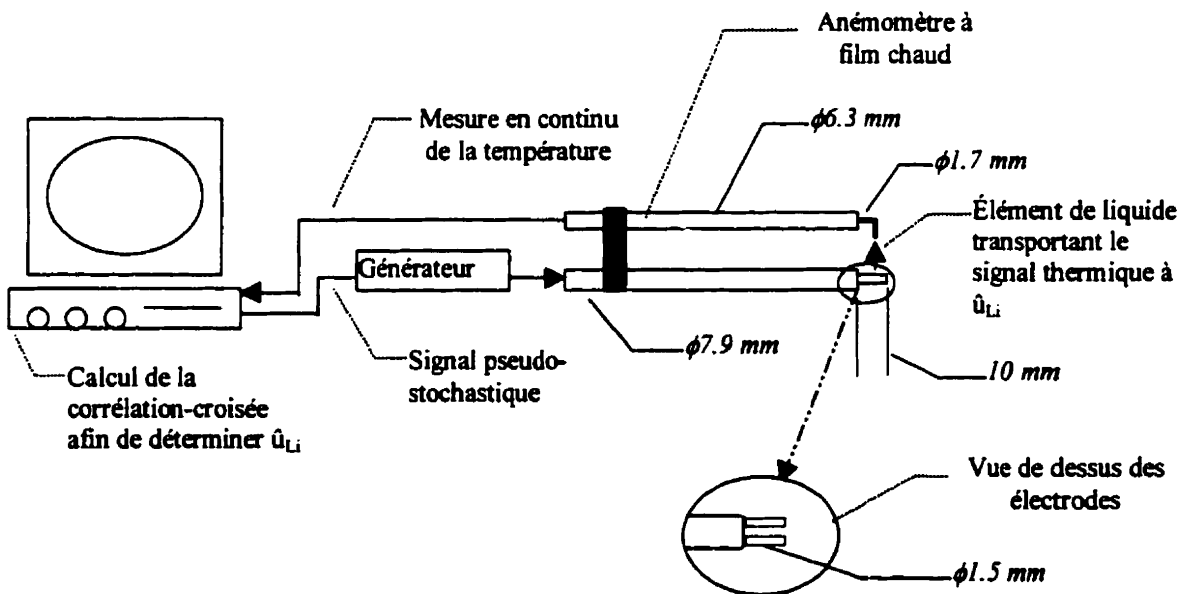


Figure 3.2 schéma de la technique d'anémométrie par impulsion thermique. La distance entre les électrodes est de 4 mm centre à centre.

La figure 3.2 montre plus en détail le principe à travers le schéma de l'appareillage du TPA et contient ses caractéristiques géométriques. Un programme LabView transmet un signal

logique au générateur qui applique un voltage aux électrodes plongées dans le liquide afin de construire le signal thermique pseudo-stochastique. Ce dernier est présenté à la figure 3.3. Du chlorure de potassium (KCl) est solubilisé dans l'eau (1.1 g/l) afin d'augmenter sa conductibilité. Ainsi, la puissance du courant électrique qui passe entre les électrodes se dissipe sous forme de chaleur dans le liquide. Lorsqu'une bulle passe entre les électrodes, la résistance devient infinie entre celles-ci et l'air n'est pas chauffée. De plus, étant donné que la capacité calorifique de l'eau est de beaucoup supérieure à celle de l'air, les pertes thermiques dans l'air sont négligeable. Donc, la vitesse mesurée est uniquement celle de la phase liquide.

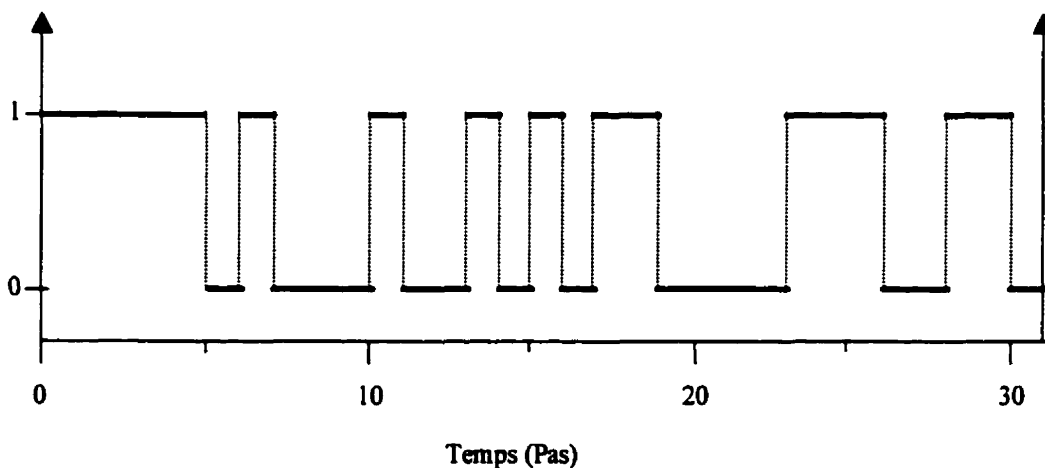


Figure 3.3 : signal pseudo-stochastique utilisé. Le « pas » est une unité de temps arbitraire. Le choix pour la période d'un pas peut varier beaucoup mais les rapports du nombre de pas entre chaque onde carrée doivent rester inchangés.

Le générateur est à courant alternatif. Le voltage aux électrodes, lorsqu'elles sont dans l'eau, est de  $\pm 90$  V et il est centré sur zéro. La fréquence du potentiel appliqué est de

125 kHz. Les électrodes sont en acier inoxydable et leur partie qui n'est pas exposée au liquide est entourée de porcelaine qui est contenue dans un tube également en acier inoxydable. L'anémomètre à film chaud à courant constant est de marque TSI modèle 1231W. Les variations de température sont traduites en variations de potentiel qui sont enregistrées dans la mémoire vive d'un ordinateur par le même programme LabView qui émet le signal logique. L'anémomètre est très sensible aux inductions. C'est d'ailleurs le principal problème rencontré lors du développement de la méthode. Diverses connexions sont faites afin de réduire ces inductions (pour plus de détail concernant ces connexions, consulter le rapport interne discuté à la prochaine section).

### **3.2.2 Acquisition**

Le développement de la technique TPA a été réalisé à l'École Polytechnique. Les principales caractéristiques de l'acquisition sont donnés ici et un rapport interne plus complet a été écrit par Caron (1996).

Le filtre utilisé pour le signal mesuré à l'anémomètre est un passe-bas. La filtration commence à la fréquence calculée comme étant l'inverse de la période pour un pas (voir figure 3.3 pour la définition d'un pas). La filtration est totale à partir de deux fois cette fréquence.

Le signal d'entrée a été analysé en effectuant des calculs de fonctions d'autocorrélations et l'analyse combinée des signaux d'entrée et de sortie a été effectuée à l'aide de calculs de

fonctions de corrélation-croisées. Ces analyses ont permis de s'assurer de la validité de l'utilisation du signal pseudo-stochastique choisi. Elles ont également permis de déterminer la zone de signifiante du délai mesuré, soit que les valeurs de délai qui sont au delà de 0.33 seconde ne doivent pas être considérées car les fréquences parasites y sont trop importantes. Ces dernières sont aussi trop importantes lorsque la période pour un pas du signal est inférieure à 0.02 seconde. Ces fréquences parasites affectent les fonctions de corrélation-croisées. Le temps d'émission du signal ne peut donc être inférieur à 0.62 secondes. Suite à ces analyses, les conditions d'acquisition suivantes ont été utilisées : 0.05 seconde/pas, 20 points(ou mesures)/pas, donc 0.0025 sec/point ou 400 Hz. Le signal est donc émis pendant 1.55 secondes.

### **3.2.3 Tests effectués lors de la réalisation du présent projet**

La valeur du délai mesurée ne peut être utilisée directement. En effet, une erreur systématique est incluse dans cette valeur. Cette erreur est le délai du système dont la valeur est orientée principalement par le temps de chauffage du liquide. Afin de trouver cette erreur il suffit de tracer la relation entre le délai moyen (temps de séjour moyen) et la distance entre les sondes. Ainsi, la valeur de l'ordonnée à l'origine est le délai du système et la pente qui représente la vitesse doit être constante (la relation doit être linéaire). Des tests ont donc été effectués afin de déterminer le délai du système et la zone linéaire selon la vitesse superficielle du gaz, soit entre 0.020 m/s (régime homogène) et 0.050 m/s (régime hétérogène). La figure 3.4 montre que pour  $U_g = 0.020$  m/s, la zone linéaire se situe entre environ 5 et 7.5 mm. En dessous de 5 mm le courant électrique passe quelques fois par

l'anémomètre, ce qui a pour effet de donner des délais très faibles qui ne représentent pas ceux obtenus par un élément de liquide (le signal est reçu par l'anémomètre quasi-instantanément). C'est pour cette raison que le délai moyen est plus faible, pour cette distance, comparativement à l'extrapolation de la droite constitué par la zone linéaire. Un autre phénomène se produit pour des distances entre les sondes excédant 7.5 mm. Le signal thermique transporté par un élément de liquide qui voyage à une faible vitesse (grand délai) se dissipe dans le liquide environnant, à cause de la turbulence, avant d'arriver à l'anémomètre. Il manque donc une série de grand délais, venant d'éléments de liquide ayant une faible vitesse, dans la distribution de temps de séjours ainsi obtenue. La valeur moyenne de cette distribution est donc déplacée vers de plus faibles valeurs donnant ainsi faussement l'impression d'une plus grande vitesse. La figure 3.5 montre les zones linéaires obtenues à deux vitesses du gaz représentant les deux régimes d'écoulement. La valeur du délai est de 0.004 seconde et n'est pas affectée par la vitesse du gaz. Lübbert et Larson (1987) ont trouvé un délai de leur système de 0.001 seconde. La largeur de la zone linéaire dépend par contre de la vitesse du gaz. Les distances minimales et maximales entre les sondes deviennent plus importantes lorsque la vitesse du gaz augmente. Une grande vitesse du gaz favorise en effet le passage des courants électriques par l'anémomètre. Même si la turbulence est plus intense à de grandes vitesses du gaz, la distance maximale entre les sondes est plus grande car les éléments de liquide voyageant à de faibles vitesses, permettant la dissipation du signal, sont peu nombreux. En outre, le délai du système n'est pas affecté par la quantité de KCl solubilisé dans un intervalle de concentration en sel compris entre 1.1 et 2.2 g/L.



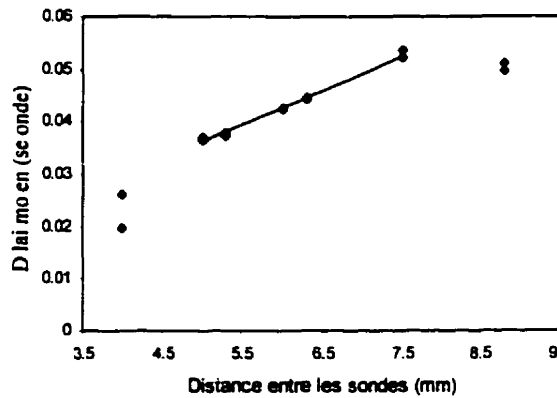


Figure 3.4 : détermination de la zone linéaire de la relation qui relie le délais moyen (temps de séjours moyen) à la distance entre les sondes.  $U_g = 0.020$  m/s.

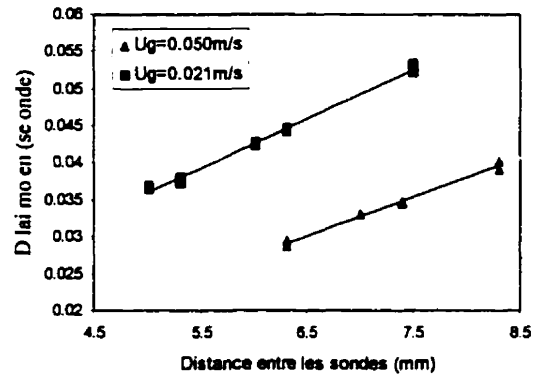


Figure 3.5 : détermination du délais du système à deux vitesses superficielles du gaz couvrant les deux régimes d'écoulement, soit  $U_g = 0.020$  m/s (régime homogène) et  $U_g = 0.050$  m/s (régime hétérogène). Le délai du système est le même pour les deux vitesses de gaz, soit 0.004 seconde.

Des tests permettant de vérifier l'effet potentiel du KCl sur l'hydrodynamique des phases ont également été effectués. Cet effet se traduirait par un changement du taux de vide. La figure 3.6 permet de comparer le taux de vide de la colonne à bulles contenant de l'eau avec et sans KCl. Les tests ont été effectués sur un intervalle de la vitesse superficielle du gaz compris entre 0.009 et 0.083 m/s. Il est ainsi évident que la présence du KCl n'influence pas l'hydrodynamique des phases dans la colonne à bulles.

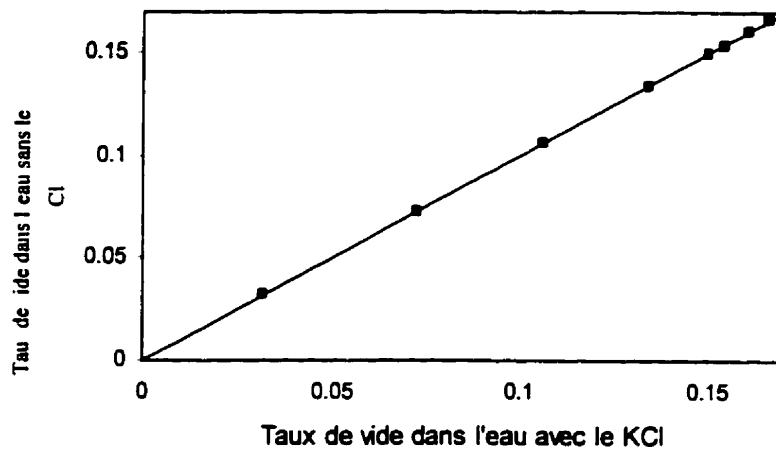


Figure 3.6 : comparaison du taux de vide dans la colonne à bulles contenant de l'eau avec et sans KCl.

### 3.3 Anémométrie laser par effet Doppler (LDA)

La technique d'anémométrie laser par effet Doppler (LDA) a d'abord été utilisée pour mesurer la vitesse et la turbulence dans des systèmes monophasiques. Elle est également utilisée pour des systèmes où il y a une phase dispersée qui est très diluée dans la phase continue. L'utilisation du LDA est plus complexe pour les systèmes polyphasiques où la concentration de la phase dispersée est plus importante, comme dans le cas des colonnes à bulles. En effet, la réflexion et la réfraction des faisceaux lumineux causées par le passage des bulles rend l'acquisition plus problématique. De plus, l'information qui vient de chacune des phases doit être séparée. Le LDA n'a pu être utilisé ici comme outil d'analyse de l'écoulement des phases, mais un travail portant sur son utilisation pour la colonne à bulles a été fait. Le principe et l'équipement utilisé sont brièvement exposés et le travail fait

sur le LDA est résumé dans les prochaines sections, parce que des recommandations portant sur son utilisation sont données à la fin de ce mémoire.

### **3.3.1 Principe et équipements**

Le LDA est une technique de mesure optique et non-intrusive de la vitesse, de la taille de particules, de la concentration, etc. Le système LDA utilisé ici peut mesurer la vitesse du liquide et sa turbulence, en plus de mesurer la vitesse des bulles. Son utilisation repose sur le principe suivant : la valeur de la fréquence d'une onde (lumineuse, électromagnétique, sonore, etc.) qui est réfléchiée par un objet qui se déplace est différente de celle qui frappe l'objet mobile. Cela s'appelle l'effet Doppler. Lorsque deux lasers ayant la même longueur d'onde ( $\lambda$ ) se croisent, la relation qui relie la fréquence Doppler ( $f_D$  : différence entre la fréquence incidente et réfléchiée) à la vitesse ( $\hat{u}_z$  : dans le sens indiqué à la figure 3.7) d'une particule qui passe à l'intersection des faisceaux est :

$$\hat{u}_z = \frac{\lambda}{2 \sin(\theta/2)} f_D \quad (3.1)$$

où  $\theta$  : angle entre les deux faisceaux (voir figure 3.7).

La figure 3.7 présente l'appareillage typique d'un LDA. Un faisceau laser est séparé en deux ; chacun a donc la même fréquence. Un des faisceaux passent dans une cellule de Bragg. Celle-ci rend possible la détermination de la direction de la vitesse ; ce principe est discuté plus loin. Les deux faisceaux traversent ensuite une lentille de convergence qui

permet leur croisement. C'est le PhotoMultiplificateur (PM) qui détecte les signaux lumineux réfléchis par les particules et les amplifie en les transformant en voltage. La fréquence Doppler des signaux lumineux peuvent alors être calculée.

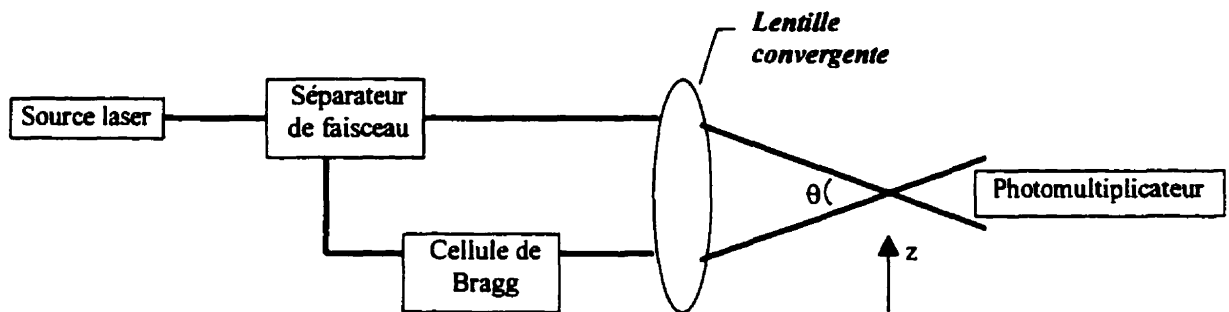


Figure 3.7 : appareillage typique d'un LDA.

Le modèle de frange est présenté ici car il permet de mieux comprendre le principe du LDA. Ainsi, lorsque les deux faisceaux du laser se croisent, il se forme à leur intersection un volume de forme ellipsoïdale qui contient des plans d'interférences (ou franges d'interférences). Ces plans sont clairs ou sombres et ils sont alternés de façon régulière. La figure 3.8 montre les franges d'interférences formant le volume de mesure du LDA. Une particule qui passe à travers le volume de mesure va réfléchir la lumière des franges (plans) clairs à une certaine fréquence liée à sa vitesse. La relation qui relie la vitesse de la particule à la fréquence, déterminée à partir de ce modèle, est la même que celle obtenue en considérant l'effet Doppler, soit l'équation 3.1. En outre, la hauteur des franges ( $d$ ) est fonction de la longueur d'onde du faisceau laser et de l'angle entre ces derniers, soit :

$$d = \frac{\lambda}{2 \sin(\theta/2)} \quad (3.2)$$

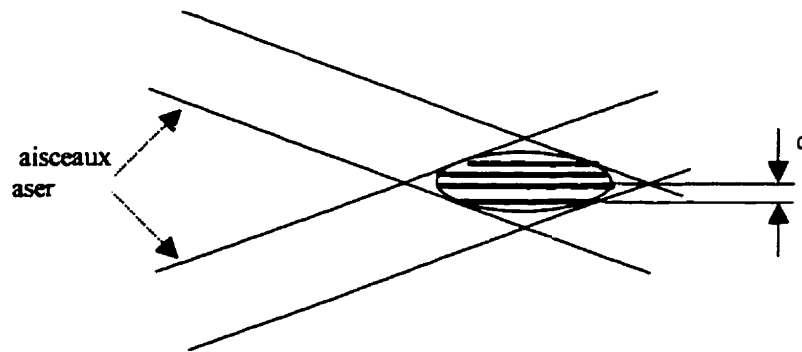


Figure 3.8 : modèle de franges. Le volume de mesure du LDA est constitué de franges d'interférences clairs ou sombres alternées de façon régulière et espacées d'une distance « d ».

Le LDA mesure la vitesse d'une particule, il ne mesure donc pas directement la vitesse de la phase continue. Il faut alorsensemencer le liquide avec des particules ayant des caractéristiques particulières. Ces particules doivent en effet être neutres du point de vue des forces combinées d'Archimède et gravitationnelle. Autrement dit, la valeur de la densité des particules doit être près de celle de la phase continue étudiée. Ceci permet de s'assurer que la vitesse relative des particules est nulle et qu'ainsi la valeur de la vitesse mesurée des particules soit près de celle du liquide (le mouvement des particules est uniquement induit par celui du liquide). De plus, les particules doivent avoir un diamètre inférieure à la hauteur des franges d'interférences, qui est de l'ordre de quelques micromètres. Ceci permet d'éviter la mesure de deux fréquences superposées.

Pour les particules ayant des volumes supérieurs à celui du volume de mesure, c'est la fréquence du faisceau laser réfléchi à leur surface qui permet de mesurer leur vitesse. L'équation qui relie la fréquence Doppler à la vitesse d'une grosse particule est plus complexe, mais elle peut être simplifiée sous la forme de l'équation 3.1 lorsque le rapport  $L_{PM}/R_p$ , où  $L_{PM}$  : distance entre le volume de mesure et le photomultiplicateur et  $R_p$  : rayon de la particule, est grand.

Comme mentionné précédemment, c'est la cellule de Bragg (figure 3.7) qui permet de déterminer la direction vers laquelle une particule traverse le volume de mesure. Cette cellule rend mobile les franges d'interférences dans une direction considérée comme celle de référence. Autrement dit, on ajoute une fréquence de référence ( $f_0$ ) à toutes les fréquences Doppler mesurées. Une fréquence mesurée ( $f_{PM}$ ) au photomultiplicateur est donc formée de deux fréquences, soit :

$$f_{PM} = f_0 + f_D \quad (3.3)$$

Le signe de la fréquence calculée donne ainsi la direction du vecteur vitesse.

Il est possible de discriminer le signal produit par une grosse particule, comme une bulle, de celui qui vient d'une particule qui a un diamètre de l'ordre de quelques microns. Cette discrimination s'appuie sur une analyse de l'amplitude des deux types de signaux. Ainsi,

les valeurs du pédestal et de la visibilité des signaux qui viennent d'une petite ou d'une grosse particule sont assez différentes pour déterminer des seuils de discrimination. Cette technique est résumée par Arastoopour et Shao (1996).

Le LDA utilisé est de marque Dantec modèle FlowLite. La figure 3.9 montre le système utilisé. Le laser et le photomultiplicateur sont combinés dans une même unité qui est connecté à la boîte contrôlant leurs paramètres et recevant l'information sur les signaux lumineux capté par le photomultiplicateur (PM). Cette boîte est ensuite connectée à celle (modèle FVA;58N40) qui traite les signaux en voltage. L'acquisition est contrôlée à l'aide d'un logiciel conçu par la Dantec, soit FLOWare version 3.2 installé sur un ordinateur 386;33MHz;4Mo. C'est également une carte d'acquisition de chez Dantec, modèle 586110PC, qui est utilisé. La longueur d'onde du laser est 632.8 nm (lumière rouge). Le volume de mesure est composé de 36 franges espacées de 6.67  $\mu\text{m}$ . Le volume de mesure a les dimensions suivantes : 0.11X0.11X2.32 mm.

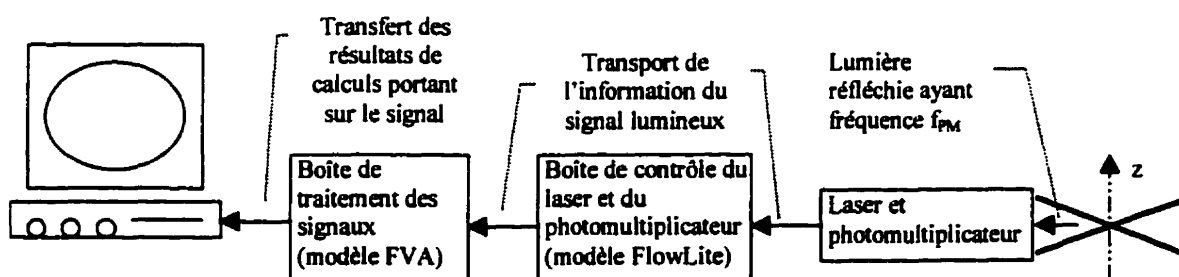


Figure 3.9 : système d'anémométrie laser par effet Doppler (LDA) de Dantec.

### **3.3.2 Technique de discrimination des signaux de chacune des phases**

Durant un stage postdoctoral A. Benaïssa a travaillé sur une technique de discrimination des phases à partir des signaux Doppler mesurés. Il a écrit un rapport interne à cet effet. Il a utilisé des poussières de sable (particules de silice) pour ensemençer le liquide. Ces particules ont une densité de près de trois fois celle de l'eau et leur diamètre moyen est supérieur à la hauteur des franges. Afin d'obtenir des particules dont le diamètre est inférieur à la hauteur des franges, la décantation a été utilisée.

La technique de discrimination utilisée est basée sur l'intensité du signal reçu et sur le nombre de franges traversés par les particules ou les bulles. En effet, le signal provenant des bulles est plus intense que celui obtenu des particules. Il est donc possible de filtrer les signaux qui viennent des particules en diminuant le gain d'amplification au photomultiplicateur. Ainsi, le gain est de 1000 Volts lorsque l'on veut mesurer la vitesse des bulles plutôt que 1300 Volts dans le cas de la mesure de la vitesse des particules de silice. Les signaux qui contiennent de 10 à 36 franges sont considérés comme venant des particules, qui passent par le centre du volume de mesure, et les signaux qui contiennent de 0 à 10 franges sont considérés dans le calcul de la vitesse des bulles car ce sont les vitesses de l'interface bulle/liquide qui sont mesurées.



### **3.3.3 Tests effectués lors de la réalisation du présent projet**

Comme mentionné précédemment, le LDA devait être utilisé dans le cadre de cette maîtrise, mais des complications ont empêché son utilisation. Une étude portant sur ces complications a fait l'objet d'un rapport interne écrit par le présent auteur, soit S. Lefebvre. Ce rapport est à l'annexe A et il est résumé dans cette section.

Étant donné que les particules de silice n'ont pas les propriétés adéquates quant à l'utilisation du LDA pour la mesure de la vitesse du liquide, des particules plus adaptées ont été utilisées. Ces particules, conçues expressément pour la mesure de la vitesse de l'eau à l'aide d'un LDA par Dantec, s'appelle « PSP » (« Polyamid Seeding Particles »). Elles ont un diamètre moyen de  $5\text{ }\mu\text{m}$  et une densité de  $1.02\text{ g/cm}^3$  ; rappelons que la densité de l'eau est d'environ  $1.0\text{ g/cm}^3$  dans des conditions ambiantes normales. Les vitesses des particules mesurées peuvent donc être considérées comme étant celles de l'eau. La fiche signalétique des PSP est donnée à l'annexe B.

Voici un résumé des observations faites lors de la réalisation de l'étude. La carte d'acquisition de Dantec n'est pas tout à fait au point. En effet, le temps indiqué par le logiciel est erroné et l'acquisition arrête avant le moment demandé.

La fréquence d'acquisition ne peut être contrôlée à partir des composantes instrumentales, mais indirectement à partir des conditions de mesure. Ainsi, la fréquence d'acquisition

dépend de la concentration des particules (PSP ou bulles), de la vitesse des phases, du taux de vide et de la position du volume de mesure par rapport à celle du photomultiplicateur (voir les figures A.5 à A.7 à l'annexe A). Cela conduit à des temps d'acquisition qui peuvent aller jusqu'à plusieurs heures pour la mesure de la vitesse des bulles dans le centre de la colonne.

Les distributions obtenues avec les PSP sont très différentes de celles mesurées avec les particules de silice. En fait les PSP donnent de mauvais résultats lorsqu'elles sont utilisées dans la colonne à bulles, mais elles semblent donner de meilleurs résultats dans un système monophasique en régime laminaire, constitué seulement d'eau. La figure 3.10 montre ces trois cas.

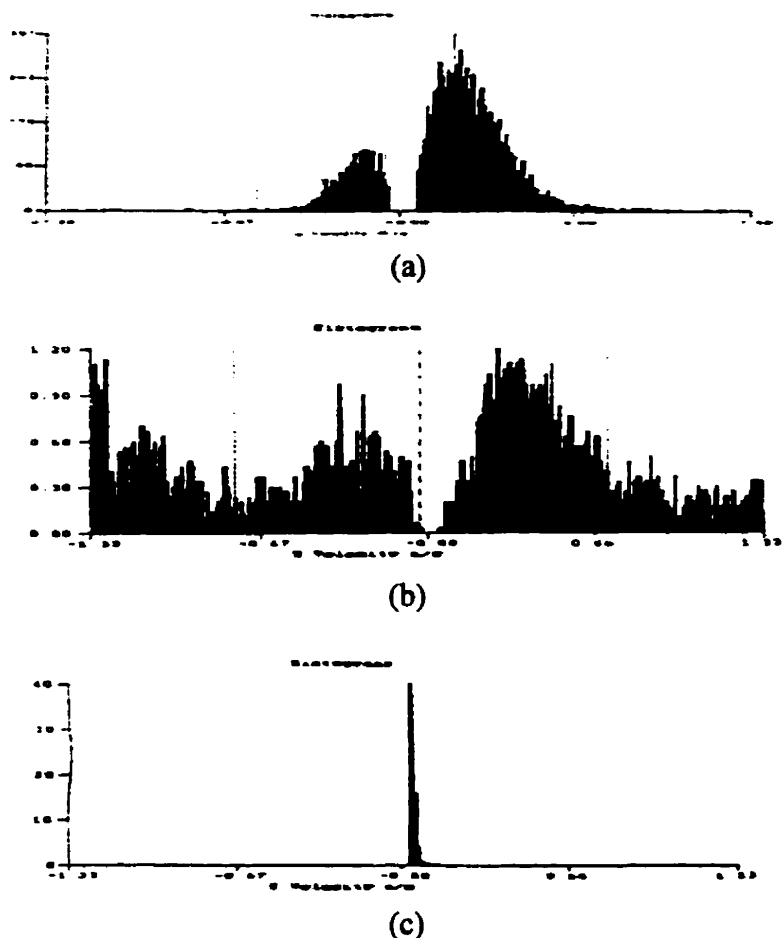


Figure 3.10 : distributions de la vitesse du liquide mesurée à l'aide du LDA. a) mesure réalisée lorsque le liquide estensemencé par les poussières de sable dans la colonne à bulles b) mesure réalisée lorsque le liquide estensemencé par les PSP dans la colonne à bulles c) mesure réalisée lorsque le liquide estensemencé par les PSP dans un système liquide monophasique en régime laminaire (« a » tiré de Benaissa (1996) et « b » et « c » tiré de Lefebvre (1998)).

# **CHAPITRE 4**

## **CHARACTERIZATION OF BUBBLE COLUMN HYDRODYNAMICS WITH LOCAL MEASUREMENTS**

### **Avant-propos**

Ce chapitre contient l'article qui a été accepté par la revue « Chemical Engineering Science » afin d'être publié. Il présente des résultats obtenus à l'aide de la technique d'anémométrie par impulsion thermique (TPA) et leur analyse. Certains résultats concernant le mélange de la phase gazeuse obtenus précédemment, dans le cadre d'un projet de doctorat réalisé à l'École Polytechnique, sont également montrés dans cet article afin d'être comparé à ceux obtenus avec le TPA. Ainsi, des résultats permettant de mieux comprendre le mélange local de la phase liquide dans les colonnes à bulles ont été obtenus. Comme mentionné précédemment, ce type de résultats est plutôt rare dans la littérature mais permet pourtant de mieux comprendre les mécanismes de mélange de la phase liquide dans les systèmes polyphasiques. Cette compréhension permettra alors de mieux modéliser le mélange du liquide même à de plus grande échelle.

# **CHARACTERIZATION OF BUBBLE COLUMN HYDRODYNAMICS WITH LOCAL MEASUREMENTS**

Sylvain Lefebvre & Christophe Guy\*

Chemical Engineering Dpt., Ecole Polytechnique, P.O. Box 6079, St. "C.V." Montreal, Qc, Canada, H3C 3A7.

• Author for correspondence.

(Chemical Engineering Science (1999) ; sous presse)

## **4.1 Abstract**

The objective of this work is to study the hydrodynamics of the liquid phase and its interaction with the gas phase hydrodynamics. The local liquid flow is investigated by means of thermal pulse anemometry. That is, local residence time distributions and local velocity distributions are experimentally measured. The study is carried out in the liquid upflow region and through the homogenous and heterogeneous flow regimes. Liquid mixing is analysed separately on the basis of two different assumptions : as a dispersive mechanism or as a convective mechanism. Moreover, the liquid velocity distributions are compared with global absolute bubble velocity distributions.

## **Keywords**

Bubble columns, liquid velocity distribution, liquid mixing.

## 4.2 Introduction

Bubble columns are widely used as gas-liquid contactors. They have applications in chemical, petrochemical and biological industries. Knowledge about hydrodynamics of bubble columns is necessary for design purposes. Although a lot of information is found in the literature, bubble columns are still not however well understood and the work is often oriented on only one phase i.e. liquid or gas. Because the hydrodynamics of each phase are intimately linked, the study of their interaction is of interest. This work aims at studying this interaction with the help of local measurements.

This interaction generates flow characteristics which possibly change with position in the bubble column, superficial gas velocity and flow regime. In order to study that, a measurement technique first elaborated by Lübbert and Larson (1987) is further developed and used to measure local liquid flow behaviour. Results concerning the gas phase hydrodynamics obtained previously (Hyndman and Guy, 1995a & b, Hyndman et al., 1997) with the same bubble column as used here are compared with the local liquid results obtained in this work.

## **4.3 Literature review**

### ***4.3.1 Liquid phase hydrodynamics***

The mixing of the liquid phase may be caused by a diffusion mechanism (stochastic mixing process), by a turbulent mechanism (eddy diffusion), by a convective mechanism (mass transport at different velocities) or by a combination of these. Each type is used in the literature for interpreting the flow behaviour of the liquid phase in bubble columns.

Because of its simplicity, the dispersion model is often used to describe the non-ideal flow of a fluid (Riquarts, 1981; Ulbrecht et al., 1981; Ityokumbul et al., 1994; Herbrard et al., 1996). Mass transport is in plug flow and mixing is a diffusion like process represented by a dispersion coefficient.

In the eddy diffusion model (Dudukovic et al., 1991; Kawase and Tokonase, 1991; Degaleesan et al., 1996), the mixing process is caused by mass transport between eddies. In other words, if particles were injected at one point in a fluid they would pass from one eddy to another and spread in this manner in the fluid.

Zahradnik and Fialova (1996) concluded, based on global mixing measurements, that mixing of the liquid phase is a convective mechanism. This type of mixing is characterized

by a velocity distribution of the liquid. Using the same analogy as before, segregation of particles would occur, caused by transport at different velocities.

It is also possible that a combination of these mixing mechanisms represents better the flow behaviour. Indeed, for gas-liquid flow, Lübbert and Larson (1990) concluded that liquid mixing is caused by a superposition of two mechanisms, diffusion and convective mixing mechanisms. A model based on this conclusion was proposed by Nassar et al. (1992), Schmidt et al. (1992a & b). They stipulated that an element of fluid is attached to the bubble in its wake and has the bubble velocity. This liquid bubble wake may detach and pass to the bulk liquid surrounding it. A small CSTR reactor may approximate the bubble wake. Moreover, the bulk liquid is entrained by the rising bubbles and follows a stochastic behaviour.

#### **4.3.2 Gas phase hydrodynamics**

Hyndman and Guy (1995a) have recently shown that the axial dispersion model is not able to describe the gas phase hydrodynamics in bubble columns. A fully convective model based on an absolute bubble velocity distribution was proposed. This model was later simplified (Hyndman et al., 1997) to represent the flow of bubbles as a superposition of large bubbles with an average velocity on a population of smaller homogeneous bubbles with a velocity distribution. This model based on kinetic theory was also able to predict gas hold-up, transition from homogeneous to churn-turbulent flow and ratio of the two bubble populations. It was in agreement with the observations of Kawagoe et al. (1989) which



proposed a two bubble population model and Krishna et al. (1994) who underlined this superposition of each bubble population on the gas hold-up.

The mixing of one phase is certainly influenced by the mixing of the other. The mixing of each phase and their interaction is thus an important field of study for the understanding of bubble column hydrodynamics.

#### **4.4 Experimental**

The plexiglas bubble column studied is a batch liquid system. The liquid is tap water and the gas is compressed air. The column diameter is 0.20 m and the height is 1.90 m. The gas-free water level is 1.40 m. The system is used at ambient temperature and atmospheric pressure. The distributor is a perforated plate with 69, 1 mm diameter orifices arranged in a square pattern. More detail of the experimental set up can be found in Hyndman and Guy (1995a).

The study is carried out for a superficial gas velocity range of 0.9 to 7.8 cm/s. This covers both homogenous (bubbly) flow and heterogeneous (churn-turbulent) flow regimes. The transition point is experimentally determined for the system studied at 3.75 cm/s. Dimensionless radial positions ( $r/R$ ) investigated are 0.00, 0.20, 0.41 and 0.58. These positions are located in the liquid upflow region. This is the region where the interactions between the bubbles and liquid are more direct. Moreover, only the ascendant velocity component is measured.

The Thermal Pulse Anemometry (TPA) technique is used to measure local liquid residence time distributions and local liquid velocity distributions. This technique first proposed by Lübbert and Larson (1987) is an intrusive technique but there is no regime limit as long as the liquid is the continuous phase. TPA is a tracer technique. A pseudo-stochastic thermal signal is transmitted to a fluid element by a first probe that consists of two electrodes. The fluid element transports the thermal signal with its velocity to a second probe a few millimetres away ; it consists of a hot film anemometer that is used to measure continuously the fluid temperature. A cross-correlation calculation is performed between the known input signal (first probe) and the measured signal (second probe) in order to obtain the delay between emission and reception. In this way, only the axial upward velocity component is measured. Figure 4.1 details the measuring system.

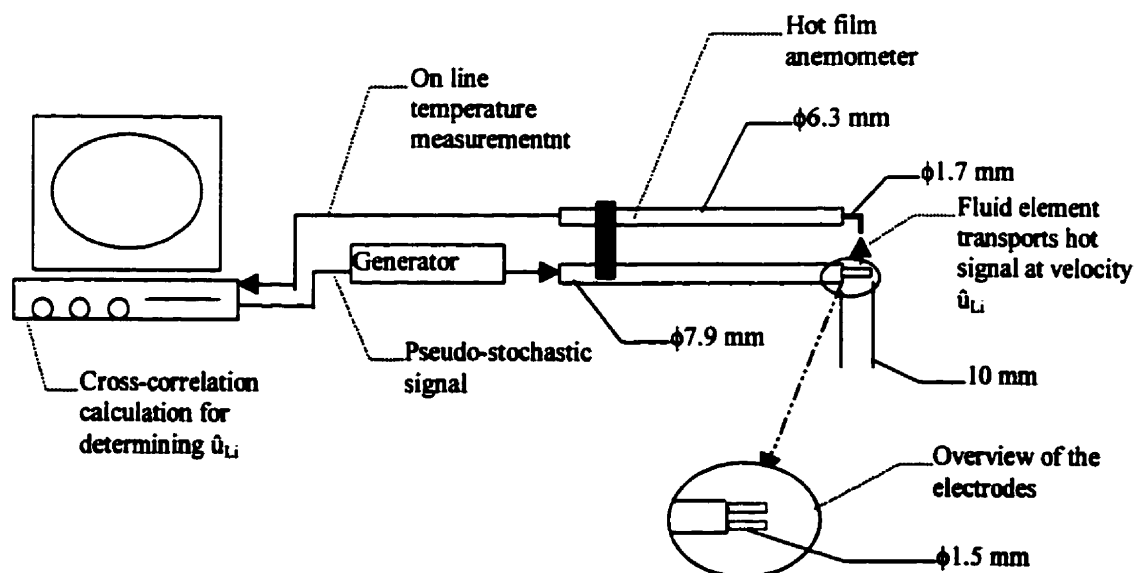


Figure 4.1 : Schematics of the Thermal Pulsed Anemometry (TPA) probes. The distance between the electrodes and the anemometer is 7.0 mm.

## 4.5 Results and discussion

### 4.5.1 Mean local liquid velocity

Figure 4.2 presents the mean local liquid velocity as a function of superficial gas velocity for different radial positions. The relative axial position of the measurement is  $z/D_c = 4.3$  above the distributor, far from sparger effects. As any other tracer technique, TPA measures the velocity in only one direction. The experimental data are between 0.12 and 0.55 m/s ; this range is in agreement with the literature. Moreover, the relative error in the mean liquid velocity is less than 6 %.

No change in the increase of the local liquid velocity is apparent when the superficial gas velocity crosses from the homogenous flow regime to the heterogeneous flow regime. However a change of the velocity radial profile is more obvious. Indeed, in the heterogeneous regime, a strongly radial profile of liquid velocities is observed. This is not the case in homogeneous flow where the values of the liquid velocities are the same from  $r/R = 0.00$  to  $r/R = 0.20$  and from  $r/R = 0.41$  to  $r/R = 0.58$  for a given superficial gas velocity. The experimental error does not explain this surprising profile. However, the reported velocities are only upward vertical velocities and it can be expected that the downward velocities show a steeper radial profile. The velocity profile is then different than the velocity profile found by Mudde et al. (1997) and Franz et al. (1984) who reported

averaged overall (upward and downward) velocities. Moreover, the radial gradient of the velocity is larger in magnitude in heterogeneous flow than in homogeneous one. This is explained by the fact that, in homogenous flow, the radial profile of gas hold-up is flat (Hills, 1974; Hebrard et al., 1996) and the bubble velocity profile is less parabolic than in heterogeneous flow, especially close to the central axis (Yao et al., 1990). In churn-turbulent flow, large bubbles appear and induce parabolic profiles of bubble velocity and gas hold-up because they move preferentially at the centre of the column (Yao et al. 1990).

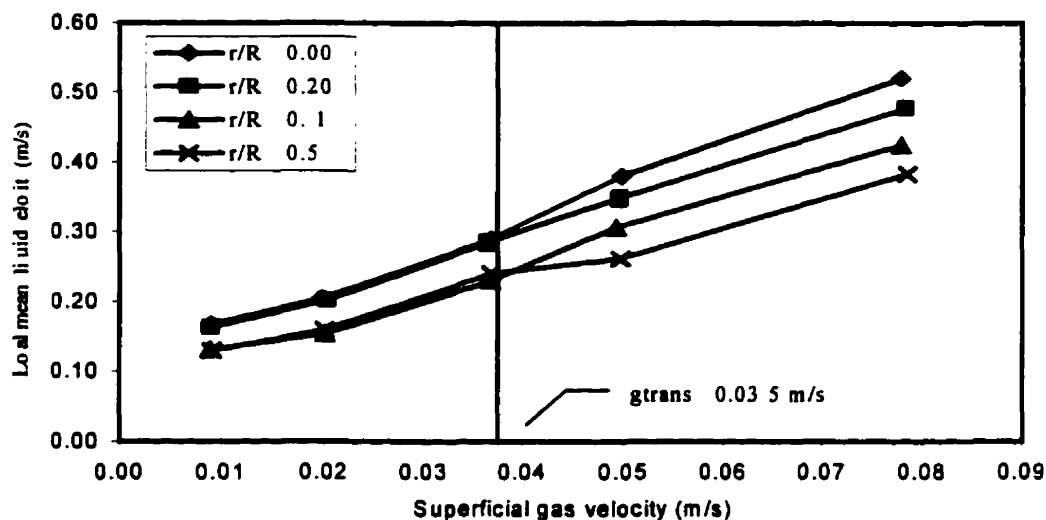


Figure 4.2 : Local mean liquid velocity at different superficial gas velocities and different radial positions in the upflow region.

#### 4.5.2 Considering mixing as a dispersion mechanism

The time distributions obtained with the TPA technique allow for the measurement of local mixing in liquid (Lübbert and Larson, 1987). However, this mixing information does not

account for micromixing, i.e. at very small scales between the electrodes and the anemometer, nor does it include the large flow patterns representative of macromixing that is usually identified in the literature. This mixing measurement represents thus a mesomixing and it is different from the dispersive mixing effects found in the literature. Moreover, this does not measure lateral liquid flow.

The axial dispersion model is used to describe the data and its parameters (local mean residence time and Peclet number) are obtained from the experimental data. The well known residence time distribution function for an open-open system was used for fitting the residence time distribution data. A least-square method was used for optimizing the values of the parameters. Several initial parameters were used to insure the method robustness. (L'annexe c contient deux exemples de régression et l'équation utilisée pour la regression)

The local mean velocities found with the local mean residence times are in agreement with the local mean velocities calculated above (plug flow was then assumed) and presented previously in figure 4.2. Here, the local Peclet number is defined as the ratio of local convective mass transport to dispersive mixing transport at the mesoscale.

A plot of local Peclet number ( $Pê$ ) as a function of superficial gas velocity at different radial positions is presented in figure 4.3. The relative error in the local Peclet number is less than 5 %. It shows that local diffusion transport increases ( $Pê$  decreases) more than local convective transport when superficial gas velocity increases. This behaviour is more obvious at the centre of the column. Indeed, the liquid turbulence is higher away from the

central axis (Yao et al., 1990 ; Dudukovic et al., 1991) and the mixing more vigorous. Then, in homogenous flow, the increase of bubble frequency passage induces more local mixing than higher local liquid velocity and that in the whole liquid upflow region investigated. But, this is more pronounced near the central axis where the liquid phase is entrained by higher velocity bubbles. The evolution between the flow regime observed in figure 4.3 shows that the appearance of large bubbles induces a marked increase of liquid mixing relative to the liquid velocity (a marked decrease of  $Pê$ ). Furthermore, increasing superficial velocity increases radial homogeneity of the local Peclet number (see at  $U_g = 7.8$  cm/s). Then the increase of bubble passage and bubble velocity induces more mixing mass transport than convective mass transport.

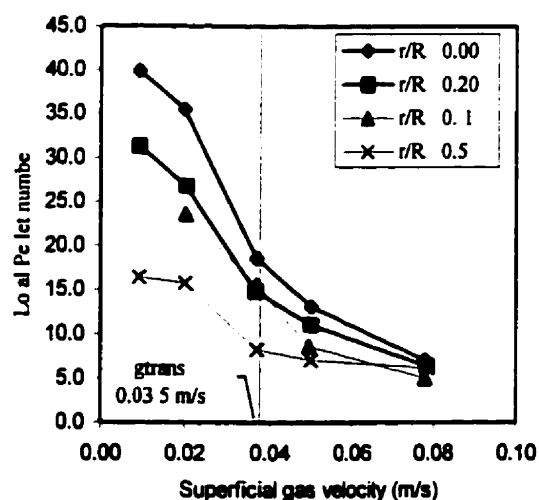


Figure 4.3 : Local Peclet number evolution with superficial gas velocity at different radial positions.

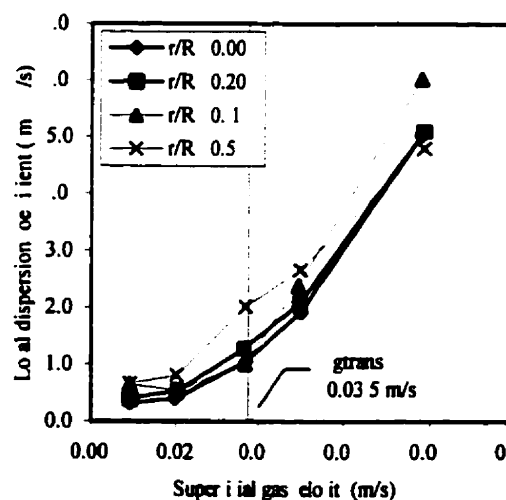


Figure 4.4 : Local dispersion coefficient evolution with superficial gas velocity at different radial positions.

Figure 4.4 shows the evolution of the local dispersion coefficient ( $D_{ax}$ ) with the superficial gas velocity for different radial positions. The characteristic distance in the definition of the local Peclet number as measured by TPA is the distance between the two probes. The relative error in  $D_{ax}$  is estimated to be less than 11 %. Values of all dispersion coefficients shown in this figure are two order of magnitude lower than the values found in the literature. This is caused by the nature of the mixing scale investigated. As expected, mesomixing is not of the same order of magnitude than macromixing. Lübbert and Larson (1987) reported local Peclet numbers (called Bodenstein number in their case) with the TPA technique which give dispersion coefficient values of the same order of magnitude than those in figure 4 :  $D_{ax} = 1.7$  to  $2.7 \text{ cm}^2/\text{s}$  for  $U_g = 1.1$  to  $5.4 \text{ cm/s}$ .

Even if this mesomixing dispersion coefficient is a measure at a smaller scale, its evolution is likely to be the same as the one found in literature for macromixing. In the homogenous flow, the dispersion coefficient does not increase much with superficial gas velocity as shown by Ityokumul et al. (1994), but increases more than liquid velocity as mentioned above. Moreover, in the heterogeneous flow, the dispersion coefficient increases as shown by Dudukovic et al. (1991), Ityokumul et al. (1994) and Herbard et al. (1996). Mixing is thus more sensitive to the presence of large bubbles (Riquart, 1981).

Although it is not obvious in figure 4 and contrary to the radial profile of liquid velocities, the radial gradient of local dispersion coefficient is steeper at low superficial gas velocities

than at large superficial gas velocities. This is in accordance with reported data by Rustemeyer et al. (1989). Because the radial profile of liquid velocity changes less with superficial gas velocity than the profile of dispersion coefficient, the profile of the Peclet number becomes more flat with increasing superficial gas velocity. (see figure 3 and remember that :  $P\hat{e}(r) \propto \hat{u}_L(r)/D\hat{\alpha}(r)$ ).

However, the dispersion model is possibly too simple for the mixing mechanism of the liquid phase in the upflow region of the bubble column. Indeed, the fitting of this model was not always perfect. In homogenous flow, fitting of the tail of the time distributions was not good enough, especially away from the central axis. Under these conditions the liquid flow is more intermittent because of the less frequent passage of bubbles and the dispersion model represents a continuous flow.

#### ***4.5.3 Considering the distribution of local liquid velocity (convective mixing)***

The local instantaneous liquid velocity is obtained by inverting the instantaneous time delay and multiplying it by the distance of the two TPA probes. A local liquid velocity distribution is then obtained. Figure 4.5 shows local liquid velocity distributions at different superficial gas velocity in the centre of the column ( $r/R = 0.00$ ). The distributions shown are obtained by averaging a minimum of two different distributions (with 1000 or 1500 samples for each) measured under the same conditions.



As mentioned above, TPA measures only upwards liquid velocities. Although it could be possible to obtain the distributions of the downward liquid by reversing the probes, it is nevertheless interesting to discuss upward liquid flow distributions as they relate to the rising mechanism of the liquid and the mixing of the rising liquid.

As noticed by Franz et al. (1984) and Yao et al. (1990), the local liquid velocity distribution is small and narrower under homogenous flow than in churn-turbulent flow. Indeed, in the homogenous flow, bubbles are small and homogenous in size. Thus, their range of rise velocity is also small and narrow. A tail in the distributions appears with the appearance of large bubbles. The area under this tail increases with the fraction of large bubbles. Indeed, the fraction of large bubbles is 0.14 and 0.24 at superficial gas velocity of respectively 0.050 and 0.078 m/s. These values were found with the simplified equations developed by Krishna et al. (1994). This means that the bubble velocity has a direct influence on liquid velocity. In other words, liquid velocity follows the bubble velocity well. This confirms the hypothesis that part of the liquid moves in the bubble wakes at the same velocity as the bubbles which follow a convective flow (Hyndman and Guy, 1995a; Zahradhik and Fialova, 1996).

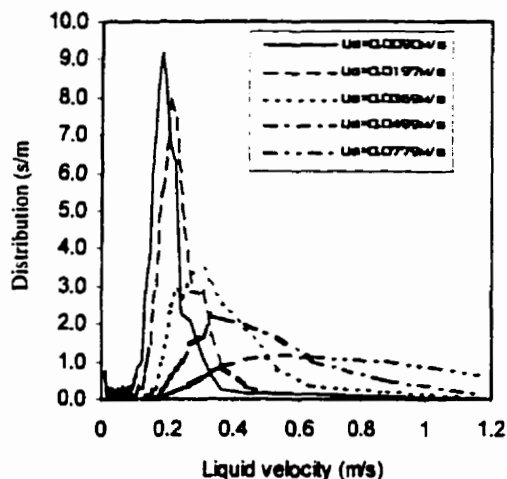


Figure 4.5: Local liquid velocity distributions in the homogenous flow ( $U_g = 0.0090$  m/s and  $0.0197$  m/s), transition point ( $U_g = 0.0369$  m/s) and churn turbulent flow regimes ( $U_g = 0.0499$  m/s and  $0.0779$  m/s) at the centre of the column ( $r/R=0.00$ ).

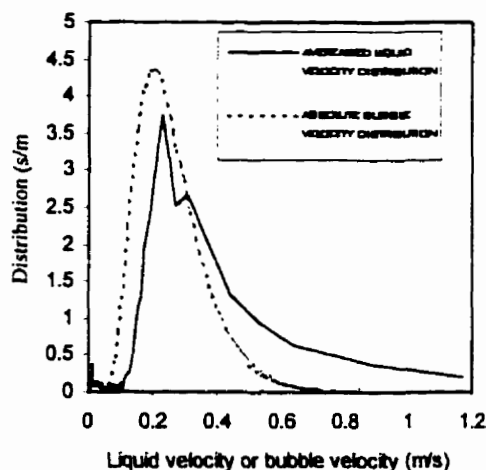


Figure 4.6: Comparison of averaged liquid velocity distribution at  $r/R = 0.00$  to  $0.58$  and global absolute bubble velocity distribution –  $U_g = 0.037$  m/s.

Schmidt et al. (1992) have reached a similar conclusion in an air-lift reactor but through a different analysis based on the signal standard deviation and time delay. They found that flow is a superposition of convective and dispersive flow. However, in the centre, i.e. in the zone of upward flow, they indicated that flow is mainly convective.

#### **4.5.4 Comparison of local liquid velocity distribution and global absolute bubble velocity distributions.**

Hyndman and Guy (1995a) and Hyndman et al. (1997) measured global absolute bubble velocity distributions for the same bubble column as studied in this work. They made RTD

measurements with argon radioactive tracer. A bubble velocity distribution is shown in figure 4.6 with the section averaged liquid velocity distribution. Both distributions are at the transition point. The distribution of liquid velocity is averaged between  $r/R = 0.00$  to  $0.58$  in order to represent the upflow region with the following equation :

$$\overline{f(\hat{u}_{Li})} = \frac{2}{R_0^2} \int_0^{R_0} f(\hat{u}_{Li})_r r dr \quad (4.1)$$

where  $R_0$  value is  $5.8$  cm.

Figure 4.6 shows that the form of the two distributions is similar. This confirms that the liquid is in part entrained at the bubble velocity in the bubble wake. However, the distributions are more different for large liquid velocities. That is, the average liquid velocity distributions have an higher average value than the global bubble velocity distribution. This is explained by the fact that the liquid velocity distribution is averaged on only the upflow region and the global bubble velocity distribution was measured over the whole bubble column section. If integrated on the whole section, the averaged liquid velocity distribution would translate toward the smaller liquid velocities. Moreover, the liquid velocity distribution is measured along a small axial distance (between the two probes) unlike the global bubble velocity distribution which is measured along the whole height of the bubble column : instantaneous bubble velocities may be much higher than averaged bubble velocities.

For a mixing mechanism comparison purpose, the distributions of both phases are presented in figure 4.7 in a dimensionless form. The dimensionless velocity is the ratio of the liquid velocity to the mean velocity and the dimensionless distribution is the distribution of dimensionless velocities. This allows comparing the respective mixing mechanism in relation to the superficial gas velocity. Figure 4.7 presents thus the global bubble and averaged liquid dimensionless velocity distributions at the transition point and in the churn-turbulent flow regime.

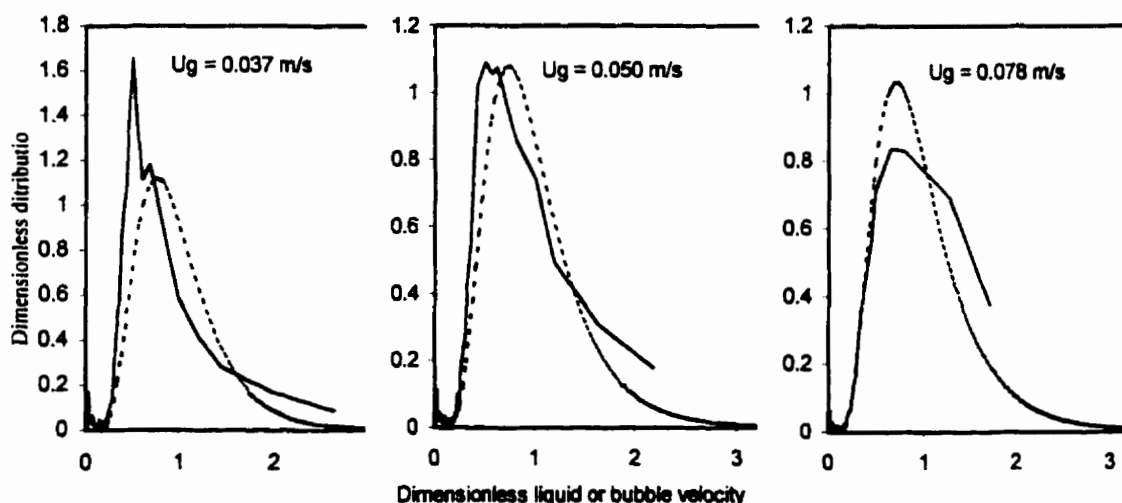


Figure 4.7: Comparison of dimensionless distributions of global absolute bubble velocities and liquid velocities in the upflow region at the transition point ( $U_g = 0.037$  m/s) and in the churn-turbulent flow regime ( $U_g = 0.050$  and  $0.078$  m/s). The symbols are the same as in figure 4.6.

Since gas phase hydrodynamics are essentially the same for different superficial gas velocity (convective flow, Hyndman et Guy, 1995a), the dimensionless bubble velocity

distribution remains almost identical although the dimensional distribution shows a shift to the right due to higher velocity bubbles. For all superficial gas velocities investigated, a fair superposition of the two-phase dimensionless velocity distributions is observed. This means that the liquid mixing mechanism in the liquid upflow region is nearly the same as the bubble flow mechanism. A difference is observed principally about the tail. This would be caused by the contribution of an additional dispersive mixing. This explains why the dimensionless liquid velocity distribution widens with the increase of superficial gas velocity : dispersion mixing becomes more important as the large bubble fraction and velocity increase which results in larger wakes and higher renewal of the liquid in the wake. (L'annexe D contient une discussion portant sur le calcul de l'adimensionnalisation des distributions de la figure 4.7)

## 4.6 Conclusion

The main objective of this work was to study the interaction of liquid and bubbles with the help of local measurements. The local liquid flow was investigated by means of a thermal pulse anemometry technique. The local residence time distribution and local velocity distribution were thus measured. The study was carried out in the upflow region and through the homogenous and heterogeneous flow regimes.

The liquid velocity profile changes with the appearance of large bubbles in the heterogeneous flow regime, but no change appears in the evolution of the local mean liquid velocity when the superficial gas velocity crosses from the homogenous flow regime to the

heterogeneous flow regime. Liquid mixing is investigated at the mesoscale because the measurement technique does not account for the very small scales between the probes, nor does it include the large flow patterns representative of macromixing. If liquid mixing mechanism is assumed to be dispersive, the influence of large bubbles on local mixing appears to be large. The Peclet number (defined as the ratio of local convective mass transport to local dispersive transport) decreases with superficial gas velocity. If mixing is assumed to be due to convective flow, local liquid velocity distributions are narrower under homogeneous flow than in churn-turbulent flow. Indeed, the appearance of a long tail on the distribution (high liquid velocities) coincides with the appearance of large bubbles. That is, mesomixing is more vigorous when large bubbles are present. Moreover, the area under this tail increases with the fraction of large bubbles. It is also shown that the global bubble velocity distribution and the average upflow section liquid velocity distribution are similar. The liquid seems thus intimately linked with the bubbles (bubble wake). As gas phase mixing is convective, it is expected to find that liquid mixing is at least partially convective too. That is, although the convective model is able to quantify the liquid phase flow and its evolution, it does not represent alone the liquid mixing mechanism in the upflow region of the bubble column, nor the dispersion model. Furthermore, the comparison of the dimensionless velocity distributions of the two phases shows that the liquid mixing mechanism seems to change with superficial gas velocity unlike the gas-phase flow mechanism. It will be important to confirm this in the future with the help of local bubble velocity distribution data.

## 4.7 Acknowledgement

The authors want to thank Richard-Francois Caron for the construction and his help in the operation of Thermal Pulsed Anemometry probes. Financial support from NSERC (Canada) and FCAR (Quebec) is acknowledged.

## 4.8 Nomenclature

$b$	fraction of large bubble ( $E_{gL} / E_g$ )
$D$	bubble column diameter, m
$D_{\hat{x}}$	local liquid dispersion coefficient, $m^2/s$
$E_g$	global gas hold-up
$E_{gL}$	global gas hold-up of large bubbles ( $E_g - E_{gs}$ )
$E_{gs}$	global gas hold-up of small bubbles ( $E_{g_{trans}}$ )
$E_{g_{trans}}$	global gas hold-up at transition point
$f(\hat{u}_L)_r$	local liquid velocity distribution at radial position $r$ , s/m
$\overline{f(\hat{u}_L)}$	section average liquid velocity distribution, s/m
$h$	axial position, m
$H$	bubble column height, m
$L$	distance between electrodes and anemometer, m
$P\hat{e}$	local liquid Peclet number ( $\hat{u}_L L / D_{\hat{x}}$ )
$R$	bubble column radius, m
$R_0$	radial position limit of the liquid upflow region, m

$r$	radial position, m
$U_g$	superficial gas velocity, m/s
$U_{g_{trans}}$	superficial gas velocity at transition point, m/s
$\hat{u}_L$	interstitial mean local liquid velocity, m/s
$\hat{u}_{Li}$	interstitial instantaneous local liquid velocity, m/s

## 4.9 References

DEGALEESAN, S., ROY, S., KUMAR, B. AND DUDUKOVIC, M.P. (1996) Liquid mixing based on convection and turbulent dispersion in bubble columns, *Chemical Engineering Science* 51, 1967-1976.

DUDUKOVIC, M.P., DEVANATHAN, N. AND HOLUB, R. (1991) Multiphase reactors: models and experimental verification, *Revue de l'Institut Français du Pétrole* 46, 439-465.

FRANZ, K., BÖRNER, T., KANTOREK, H.J. AND BUCHholz, R. (1984) Flow structures in bubble columns, *German Chemical Engineering* 7, 365-374.

GROEN, J.S., OLDEMAN, R.G.C., MUDDE, R.F. AND VAN DEN AKKER, H.E.A. (1996) Coherent structures and axial dispersion in bubble column reactors, *Chemical Engineering Science* 51, 2511-2520.



HEBRARD, G., BASTOUL, D. AND ROUSTAN, M. (1996) Influence of gas sparger on hydrodynamic behaviour of bubble columns, Transactions of the Institute of Chemical Engineers 74, 406-414.

HILLS, J.H. (1974) Radial non-uniformity of velocity and voidage in a bubble column, Transactions of the Institute of Chemical Engineers 52, 1-9.

HYNDMAN, C. AND GUY, C. (1995a) Gas phase flow in bubble columns: a convective phenomenon, The Canadian Journal of Chemical Engineering 73, 426-434.

HYNDMAN, C. AND GUY, C. (1995b) Gas-phase hydrodynamics in bubble columns, Transactions of the Institute of Chemical Engineers 73, 302-307.

HYNDMAN, C.L., LARACHI, F. AND GUY, C. (1997) Understanding gas-phase hydrodynamics in bubble columns: a convective model based on kinetic theory, Chemical Engineering Science 52, 63-77.

ITYOKUMBUL, K.T., KOSARIC, N. AND BULANI, W. (1994) Gas hold-up and liquid mixing at low and intermediate gas velocities air-water system, The chemical Engineering Journal 53, 167-172.

JOSHI, J.B. (1982) Gas phase dispersion in bubble columns, *The Chemical Engineering Journal* 24, 213-216.

KANTAK, M.V., HESKETH, R.P. AND KELKAR, B.G. (1995) Effect of gas and liquid properties on gas phase dispersion in bubble columns, *The Chemical Engineering Journal* 59, 91-100.

KAWAGOE, M., OCTAKE, T. AND ROBINSON, W.C. (1989) Gas-phase mixing in bubble columns, *Journal of Chemical Engineering of Japan* 22, 136-142.

KAWASE, Y. AND TOKUNAGA, M. (1991) Characteristic mixing length in bubble columns, *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 69, 1228-1231.

KRISHNA, R., DE SWART, J.W.A., HENNEPHOF, D.E., ELLENBERGER, J. AND HOEFSLOOT, H.C.J. (1994) Influence of increased gas density on hydrodynamics of bubble-column reactors, *American Institute of Chemical Engineering Journal* 40, 112-119.

LÜBBERT A. AND LARSON, B. (1987) A new method for measuring local velocities of the continuous liquid phase in strongly aerated gas-liquid multiphase reactors, *Chemical Engineering and Technologies* 10, 27-32.

LÜBBERT, A. AND LARSON, B. (1990) Detailed investigations of the multiphase flow in airlift tower loop reactors, *Chemical Engineering Science* 45, 3047-3053.

LÜBBERT, A., KORTE, T. AND LARSON, B. (1987) Simple measuring techniques for the determination of bubble and bulk phase velocities in bioreactors, *Applied Biochemistry and Biotechnology* 47, 207-219.

MUDDE, R.F., GROEN, J.S. AND VAN DEN AKKER, H.E.A. (1997) Liquid velocity field in a bubble columns: LDA experiments, *Chemical Engineering Science* 52, 4217-4224.

NASSAR, R., SCHMIDT, J. AND LÜBBERT, A. (1992) A stochastic dispersion model in gas-liquid flow systems, *Chemical Engineering Science* 47, 3657-3664.

RIQUARTS, H.P. (1981) A physical model for axial mixing of the liquid phase for heterogeneous flow regime in bubble columns, *German Chemical Engineering* 4, 18-23.

RUSTEMEYER, U., PAULI, J., MENZEL, TH., BUCHHOLZ, R. AND ONKEN, U. (1989) Liquid-phase mixing model for hydrodynamics of bubble columns, *Chemical Engineering and Processing* 26, 165-172.

SCHMIDT, J., NASSAR, R. AND LÜBBERT, A. (1992a) Influence of the wakes in bubble driven multiphase flow systems, *Chemical Engineering Science* 47, 2295-2300.

SCHMIDT, J., NASSAR, R. AND LÜBBERT, A. (1992b) Local dispersion in the liquid phase of gas-liquid reactors, *Chemical Engineering Science* 47, 3363-3370.

ULBRECHT, J.J. AND BAYKARA Z.S. (1981) Significance of the central plume velocity for the correlation of liquid phase mixing in bubble columns, *Chemical Engineering Communication* 10, 165-185.

YAO, B.P., ZHENG, C., GASCHE, H.E. AND HOFMAN<sub>n</sub>, H. (1991) Bubble behaviour and flow structure of bubble columns, *Chemical Engineering Progress* 29, 65-75.

ZAHRADNIK, J. AND FIALOVA, M. (1996) The effect of bubbling regime on gas and liquid phase mixing in bubble column reactors, *Chemical Engineering Science* 51, 2491-2500.

# **CHAPITRE 5**

## **ESSAIS PORTANT SUR LA DÉTERMINATION DU MÉCANISME DE MÉLANGE DES ZONES ASCENDANTE ET DESCENDANTE DE LA PHASE LIQUIDE DANS UNE COLONNE À BULLES**

Ce chapitre porte sur des résultats obtenus ultérieurement à la rédaction de l'article présenté au chapitre précédent. L'analyse de ces résultats, basée sur l'analyse de la variance, aurait dû mener à l'identification du mécanisme de mélange de la phase liquide dans la zone où le liquide monte et dans celle où il redescend. L'analyse ne s'est pas cependant avérée concluante. Une autre analyse qui devait vérifier la validité du Modèle de Dispersion Axiale (MDA) a également été réalisée, mais elle n'a pas non plus été concluante. La démarche, les résultats et leurs analyses sont présentés dans ce chapitre avec une description des causes de la non-réussite de ces essais.

## 5.1 Analyse de la variance – détermination du mécanisme de mélange

Comme décrite à la revue de la littérature, l'analyse de la variance (équations 1.13 à 1.16 ; l'équation 1.16 est rappelée à la fin de ce paragraphe) permet de déterminer le mécanisme de mélange d'un fluide dans un réacteur donné. Elle est utilisée afin d'obtenir une confirmation quantitative à l'observation faite au chapitre 4 quant au mécanisme convectif/dispersif de mélange du liquide dans la zone ascendante. De plus, cette approche permet d'identifier le mécanisme de mélange du liquide qui descend près de la paroi de la colonne. Il est en effet possible de penser que le mécanisme y est différent étant donné que la composante convective du mélange vient du sillage des bulles. Ainsi, les bulles sont moins nombreuses près de la paroi et elles s'écoulent à contre-courant du liquide (sauf évidemment les petites bulles entraînées par le liquide). Le mécanisme de mélange pourrait en effet être localement de type dispersif et le MDA valide (la composante convective dû au profil de vitesse du liquide dans la zone descendante est cependant toujours présente).

$$\sigma \propto L^n \quad (1.16)$$

où  $n$  peut représenter les trois mécanismes de mélange bien connus, soit 0.5 (mécanisme de type diffusif), 1.0 (mécanisme de type convectif) et 1.5 ou plus (mécanisme turbulent).

Des échantillons contenant de 1000 à 1500 temps de séjour local ont donc été obtenus à diverses distances entre les sondes à l'aide du TPA pour diverses conditions expérimentales. Ils ont été obtenus à  $r/R = 0.00$  et à  $r/R = 0.90$  (les sondes sont inversées) afin de représenter respectivement la zone ascendante et descendante du liquide. Les vitesses superficielles du gaz utilisées couvrent les deux régimes d'écoulement, soit 0.0200 m/s (régime homogène), 0.0479 m/s (régime hétérogène) et 0.0674 m/s (régime hétérogène). Cette gamme de vitesse permet de vérifier l'effet des régimes d'écoulement sur le mécanisme de mélange du liquide et de vérifier l'observation faite au chapitre 4 quant à une apparente évolution de ce mécanisme avec la vitesse du gaz dans le régime hétérogène. Pour chaque condition expérimentale, de deux à trois échantillons constitués de 1000 à 1500 valeurs ont été obtenus. L'étendue des distances entre les sondes pouvant être utilisée est limitée par les bornes de la zone linéaire de la relation qui relie le temps de séjour moyen à la distance entre les sondes (figure 3.4). La distance entre les sondes utilisées varie donc de 4.4 à 6.9 mm selon les conditions expérimentales. (Il faut noter qu'il a été observé, lors de l'analyse des résultats présentés ici, que la distance maximale entre les sondes de la zone linéaire a diminué après le changement de la sonde de chauffage. En effet, cette sonde a dû être remplacée après l'obtention des premiers résultats présentés au chapitre 4 et il semblerait qu'elle chauffe moins.)

La moyenne arithmétique est utilisée afin de calculer le temps de séjour moyen à partir des échantillons. L'écart-type des temps de séjour est calculé également à partir des échantillons. Ainsi, c'est la relation qui relie l'écart-type au temps de séjour moyen qui est analysée au lieu de celle qui relie l'écart-type à la distance entre les sondes. L'interprétation de la valeur de l'exposant « n » (pente) est la même pour les deux relations étant donné que  $\hat{u}_L = L/\bar{t} = \text{constant}$  pour tout « L » dans la zone linéaire. La figure 5.1 montre, à titre d'exemple, le graphique du logarithme de l'écart-type en fonction de celui du temps de séjour moyen obtenu à  $r/R = 0.00$  et  $U_g = 0.0200$  m/s. La relation semble effectivement être linéaire.

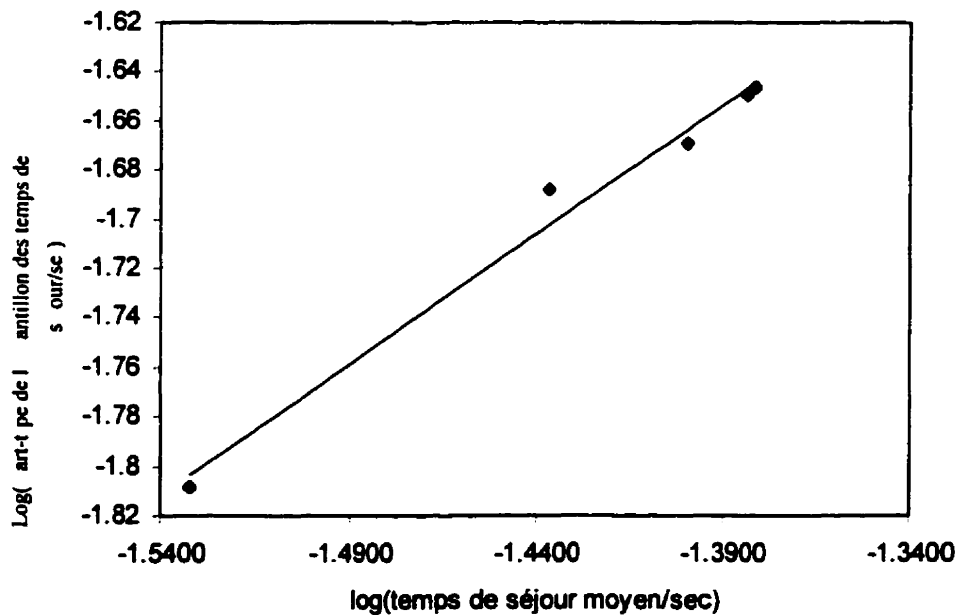


Figure 5.1 : logarithme de l'écart-type en fonction de celui du temps de séjour moyen obtenu à  $r/R = 0.00$  et  $U_g = 0.0200$  m/s.



La valeur de la pente « n » a été calculée pour les différentes conditions expérimentales. Les résultats sont montrés à la figure 5.2. Les incertitudes ou intervalles de confiance avec 95 % de probabilité y sont présentées. Ces intervalles de confiance sont trop larges pour permettre l'interprétation de ces résultats. Ils couvrent en effet, dans presque tous les cas, de deux à trois valeurs caractéristiques à chacun des mécanismes de mélange, soit 0.5 (mécanisme de type diffusif), 1.0 (mécanisme de type convectif) et 1.5 ou plus (mécanisme turbulent). Il est cependant facile de déterminer d'où vient cette importante incertitude en analysant l'équation qui a servi à la calculer. Voici cette équation :

$$\Delta n = t_{(N-2, \alpha/2)} \frac{CoV}{\sqrt{\sum_{i=1}^N (\bar{t}_i - \bar{t})^2}} \quad (5.1)$$

où  $\Delta n$  : incertitude ou intervalle de confiance ayant une probabilité de «  $1-\alpha$  »,  $t_{(N-2, \alpha/2)}$  : valeur de la distribution de Student avec «  $N-2$  » degré de liberté et avec un intervalle de confiance ayant une probabilité de «  $1-\alpha$  »,  $N$  : nombre de valeur de  $\bar{t}_i$ ,  $CoV$  : covariance donnée par l'expression suivante :

$$CoV = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^N (\sigma_i - \sigma_{regress.i})^2}{N-2}} \quad (5.2)$$

où  $\sigma_{regress.i}$  : écart-type calculé à l'aide de la régression linéaire.

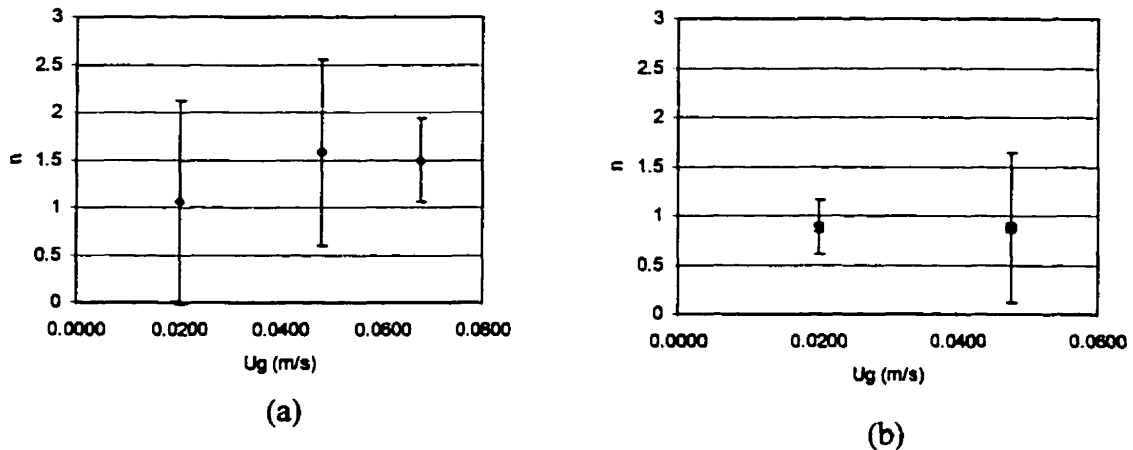


Figure 5.2 : effet de la vitesse superficielle du gaz (0.0200 m/s (régime homogène), 0.0479 m/s (régime hétérogène) et 0.0674 m/s (régime hétérogène)) sur la valeur «  $n$  » (indice du mécanisme de mélange) dans la zone a) ascendante ( $r/R = 0.00$ ) et b) descendante ( $r/R = 0.90$ ) de la phase liquide.

Il est ainsi possible d'analyser chaque terme de l'équation 5.1. La valeur du CoV, qui représente la déviation des données par rapport à la régression linéaire, n'est pas grande en général. La valeur de la distribution de Student avec 95% de probabilité et un degré de liberté de 3 donne 3.182 (table en annexe de Hines et Montgomery (1990)). La grande valeur de l'incertitude ne vient cependant pas de cette valeur. En effet, même si le nombre d'échantillon était plus grand cela ne réduirait pas l'estimer de erreur suffisamment pour être en mesure de faire une interprétation signifiante des résultats. Par exemple, pour  $N = 10$  la valeur de Student est de 2.306, soit seulement près de 1.4 fois plus faible et il faut diminuer l'incertitude d'un facteur 21 dans le pire des cas et le diminuer d'un facteur 7 dans le meilleur des cas afin d'obtenir une incertitude d'environ 5%. La grande incertitude est

alors due au dénominateur de l'Équation 5.1 qui représente l'éloignement relatif (ou l'intervalle) des données constituant l'abscisse. Ainsi, l'incertitude vient principalement de la faible plage de valeurs de la distance entre les sondes utilisées. Il faut donc élargir cette plage de valeurs, mais comme mentionné précédemment, les bornes de la zone linéaire du temps de séjour moyen versus la distance entre les sondes limite l'obtention de ces résultats. Il a été expliqué au chapitre 3 que le signal thermique est dispersé dans le liquide avant d'atteindre l'anémomètre par les éléments de liquide ayant de faible vitesse. C'est ce phénomène qui détermine la valeur maximale de la distance entre les sondes de la zone linéaire. Il faut donc chauffer d'avantage le liquide en dissipant plus de chaleur entre les électrodes (voir les suggestions à cet effet dans la partie recommandations).

Même si le calcul de l'intervalle de confiance est moins sévère (réduire la probabilité de l'intervalle de confiance), l'interprétation demeure incertaine. En effet, en réduisant la probabilité à 80 %, la valeur des intervalles de confiance est réduite d'un facteur de près de seulement deux (la valeur de Student est réduite de près de la moitié).

Il est quand même possible de tenter certaines analyses. Le mécanisme de mélange local semble être de type convectif dans le régime homogène. Le liquide est ainsi entraîné dans le sillage des bulles et la structure de l'écoulement est plus cohérente et moins turbulente. Avec l'apparition des grosses bulles dans le régime hétérogène, le mécanisme de mélange semble être de type turbulent. Ainsi, les grosses bulles engendrent plus de tourbillons et le sillage des grosses bulles est moins stable et se détache plus souvent. Tout cela entraîne une

plus grande turbulence qui induit un mélange de type turbulent où les éléments de liquide sont transportés de tourbillon en tourbillon. Il semblerait également que, contrairement à ce qui a été observé au chapitre 4, la vitesse superficielle du gaz n'influencerait pas le mécanisme de mélange dans le régime hétérogène pour les vitesses utilisées. Le mécanisme de mélange du liquide qui redescend près de la paroi semble être principalement de type convectif et n'est pas influencé par le régime d'écoulement. Une explication possible à cela est qu'étant donné que les grosses bulles vont plutôt vers le centre de la colonne (Yao et al., 1991), il y a moins de tourbillons causés par leur passage. Cependant, la principale question est : d'où viendrait la composante (dominante) convective du mélange étant donné que les bulles sont peu nombreuses à cet endroit et qu'elle s'écoule à contre courant du liquide ?

Ces conclusions sont, de plus, différentes de celle obtenus par les membres de l'équipe de Lübbert (Lübbert et Larson, 1990; Schmidt et al., 1992a et b; Nassar et al., 1992), présenté à la revue de la littérature. (Ils ont également utilisé la TPA lors de leur étude.) Il faut rappeler en effet qu'ils ont trouvé des valeurs de «  $n$  » inférieure à 1 mais très près d'elle dans le tube de montage (zone diphasique) d'un réacteur de type airlift. Le mécanisme de mélange est donc de type mixte convectif/dispersif avec prédominance de la composante convective engendrée par le sillage des bulles. De plus, il faut également rappeler que Yang et al. (1993) trouve également, avec des résultats provenant d'une source différente (CARPT), que le mécanisme de mélange est de type mixte convectif/dispersif dans une colonne à bulles. Ils ont trouvé aussi que le mécanisme de mélange évolue avec la vitesse superficielle du gaz et tend vers un mécanisme de type dispersif à grande vitesse du gaz. Il

faut cependant noter que la particule qui doit suivre le liquide (particule radioactive traquée) ne peut être entraînée par les tourbillons de plus faible diamètre que le sien, contrairement aux éléments du liquide.

Il faut faire attention à une considération particulière. La pente calculée sur une faible plage de distance entre les sondes peut donner une valeur qui est assez différente de celle calculée avec une plus grande plage. En effet, les résultats de Schmidt et al. (1992b) montre en effet cela. La figure 5.3 montre la relation logarithmique entre l'écart-type de la distribution et le temps de séjour moyen pour différentes vitesses superficielles du gaz. Les distances entre les sondes utilisées varient entre 5 et 30 mm. Il est ainsi évident que si l'on observe certains amas de points représentant une faible plage de distances entre les sondes, que la valeur de la pente qui y serait calculé donnerait une valeur différente de celle représentant toute la plage des distances entre les sondes.

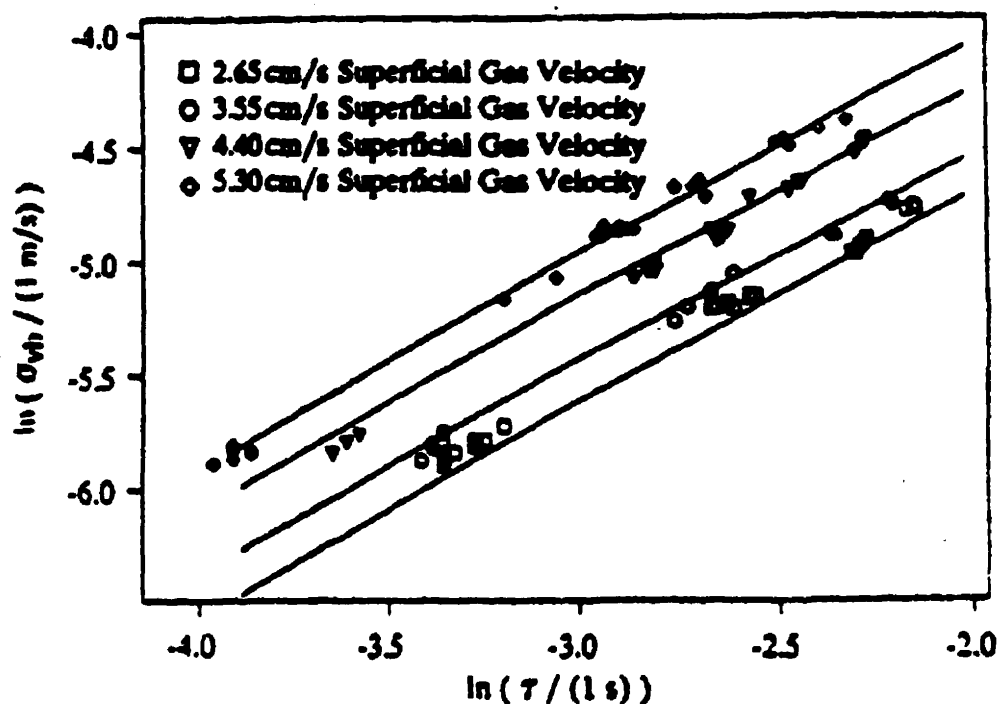


Figure 5.3 : relation logarithmique entre l'écart-type de la distribution et le temps de séjour moyen pour différentes vitesses superficielle du gaz mesuré par Schimdt et al. (1992b) avec la technique TPA.

Étant donné que l'analyse de la variance a donné lieu à une interprétation incertaine, une autre approche a été tentée.

## 5.2 Analyse de la variation du coefficient de dispersion axiale selon la distance entre les sondes – validité du MDA

L'analyse présentée ici repose sur le fait que le coefficient de dispersion axiale locale ( $D_{ax}$ ) du MDA est indépendant de la distance séparant deux points de mesure ou séparant le point

d'émission d'un signal et de sa réception. Les différentes distances entre les sondes utilisées étant faibles, des résultats d'analyse qui indiqueraient que le coefficient de dispersion est constant ne seraient évidemment pas concluant. Par contre, dans le cas où le Dâx serait significativement différent pour les diverses distances entre les sondes utilisées, la capacité du MDA à représenter le mélange local de la phase liquide pourrait être remise en question.

Afin de calculer le coefficient de dispersion axiale locale, les distributions de temps de séjour local sont calculées à partir des échantillons de temps de séjour. Une régression non-linéaire selon la méthode des moindres carrées de ces distributions a été réalisée avec la fonction de transfert pour un système ouvert/ouvert obtenu à partir du MDA (Villermaux, 1993), soit :

$$f(t, L) = \frac{1}{2} \sqrt{\frac{P\hat{e}}{\pi \bar{t} t}} \exp\left(-\frac{P\hat{e}(\bar{t} - t)^2}{4\bar{t} t}\right) \quad (5.3)$$

où  $P\hat{e}$  est fonction de « L » :  $P\hat{e} = \hat{u}_L L / D\hat{a}x$ . C'est la valeur de «  $P\hat{e}$  » qui change avec « L » et  $D\hat{a}x = \text{constant}$ .

Les distributions ont été construites de manière à réduire leur incertitude. La construction d'une distribution (n'importe laquelle) est en général une estimation biaisée de la vraie distribution. L'erreur quadratique moyenne, «  $E[(f(t) - fV(t))^2]$  », d'une distribution s'écrit en effet comme suit (Bruun, 1995) :

$$E\left[\left(f(t) - f^v(t)\right)^2\right] \approx \frac{f(t)}{NW} + \left(\frac{W^2 f''(t)}{24}\right)^2 \quad (5.4)$$

où  $f^v(t)$  : vraie distribution,  $W$  : largeur de l'intervalle ( $\Delta t$  pour la distribution de temps de séjour) et  $f''(t)$  : dérivée seconde par rapport à «  $t$  » de la distribution.

Le premier terme à droite de l'équation représente la variance de la distribution et le second terme représente le biais de la distribution. Il faut donc utiliser un faible intervalle afin de réduire le biais et un grand intervalle pour réduire la variance. Un compromis quant au choix de «  $W$  » doit donc être fait. Un critère est suggéré par Bruun (1995) relativement à ce choix, soit  $W \leq 0.20\sigma$ . Ce critère permet de réduire le biais relatif à une valeur de moins de 1% pour une distribution approximativement gaussienne. Ce critère a été utilisé pour le choix de l'intervalle  $W = \Delta t$  qui a servi à construire les distributions de temps de séjour.

La valeur du nombre de Peclet et du temps de séjour moyen est donc déterminée par la régression des distributions de temps séjour avec l'équation 5.3. Le coefficient de dispersion axiale locale est calculé comme suit :

$$D\hat{\alpha}x = \frac{\hat{u}_L L}{Pe} = \frac{L^2}{tPe} \quad (5.5)$$

Et l'incertitude sur le  $D\hat{\alpha}x$  se calcule comme suit (développement de Taylor) :



$$\frac{\Delta D \hat{a} x}{D \hat{a} x} = 2 \frac{\Delta L}{L} + \frac{\Delta \bar{r}}{\bar{r}} + \frac{\Delta P \hat{e}}{P \hat{e}} \quad (5.6)$$

L'incertitude sur la distance entre les sondes est évaluée à  $\pm 0.10$  mm, celles du nombre de Peclet et du temps de séjour moyen sont calculées à l'aide de l'écart-type des différents résultats des régressions pour chaque condition.

Les résultats ne sont cependant pas concluants. La valeur du coefficient de dispersion axiale locale n'a pas changé significativement selon les distances entre les sondes utilisées. À titre d'exemple, pour  $U_g = 0.0200$  m/s et à  $r/R = 0.00$  la valeur du coefficient de dispersion est passée de  $0.85 \pm 0.08$  cm<sup>2</sup>/s à  $0.82 \pm 0.14$  cm<sup>2</sup>/s pour respectivement  $L = 4.4$  mm et  $L = 5.6$  mm. La plage des distances entre les sondes utilisée n'est donc pas assez importante pour conclure sur la validité du MDA.

Même si les deux types d'analyses utilisées ici n'ont pas donné de résultats concluants, il serait intéressant de poursuivre dans cette voie, surtout avec l'analyse de la variance. Elle permet en effet non pas de discriminer un modèle mais de donner une indication sur les mécanismes de mélange (ou l'identification d'un modèle parmi les trois plus connus). Partant de la connaissance de ces mécanismes, il est alors possible d'élaborer un modèle phénoménologique qui peut être validé à l'aide de données obtenues à plusieurs distances séparant deux points de mesure.

## CONCLUSION

Les objectifs de ce travail sont d'étudier l'hydrodynamique locale de la phase liquide et ses interactions avec l'hydrodynamique de la phase gazeuse. Afin de réaliser cette étude, une technique de traçage thermique local est utilisée. Ainsi, les distributions de temps de séjour local et les distributions de vitesse locale de la phase liquide sont mesurées. Cette étude s'est premièrement réalisée dans la zone de montée du liquide et à travers les régimes d'écoulement homogène et hétérogène. Le mélange du liquide est analysé séparément sur la base de deux suppositions : il est considéré dispersif ou convectif. Des résultats concernant l'hydrodynamique de la phase gazeuse obtenus précédemment pour la même colonne à bulles sont comparés aux résultats obtenus lors de la réalisation de ce travail. En deuxième lieu, le mécanisme de mélange de la phase liquide dans les zones de montée et de descente du liquide est étudié à l'aide de l'analyse de la variance (analyse de l'évolution de la variance selon la distance entre deux points de mesure) à travers les régimes d'écoulement homogène et hétérogène.

Le mélange du liquide est étudié à une mésoéchelle car la technique de mesure ne tient pas compte des très petites échelles entre les sondes (micromélange), elle n'inclut pas non plus les grands patrons d'écoulement représentant le macromélange. Lorsque le mécanisme de mélange est supposé être de type dispersif, il apparaît que l'influence des grosses bulles semble être grande. Le nombre de Peclet local (défini comme étant le rapport du transport de masse convectif local sur le transport de masse dû à la dispersion locale) diminue avec la

vitesse superficielle du gaz. Lorsque le mécanisme de mélange est supposé être de type convectif, il apparaît que les distributions de vitesse locale du liquide sont plus étroites dans le régime homogène que dans le régime hétérogène. En effet, l'apparition d'une longue queue sur les distributions (grandes vitesses du liquide) coïncide avec l'apparition des grosses bulles. Ainsi, le mésomélange est plus vigoureux lorsque les grosses bulles sont présentes. De plus, l'aire sous cette queue augmente avec la fraction des grosses bulles. Il est également montré que les distributions de vitesse globale des bulles et les distributions de vitesse locale du liquide moyennées sur la section de la région ascendante du liquide sont similaires. Le liquide semble donc être intimement lié aux bulles (sillage des bulles). Si l'on suppose que le mécanisme de mélange de la phase gazeuse est convectif, il est alors possible de penser que le mécanisme de mélange du liquide est au moins en partie également convectif. Ainsi, bien qu'un modèle convectif soit en mesure de quantifier le mélange de la phase liquide et son évolution, il ne peut pas représenter à lui seul le mécanisme de mélange du liquide dans la zone ascendante du liquide dans les colonnes à bulles, tout comme le modèle de dispersion axiale ne le peut pas non plus à lui seul. En outre, la comparaison entre les distributions adimensionnelles de la vitesse adimensionnelle des deux phases montre que le mécanisme de mélange du liquide semble changer avec la vitesse superficielle du gaz contrairement au mécanisme de mélange de la phase gazeuse.

Malheureusement, l'analyse de la variance ne s'est pas avérée concluante. En effet, l'intervalle de confiance (avec 95 % de probabilité) de l'index du mécanisme de mélange (pente du graphique Log-Log de l'écart-type de la distribution de temps de séjour versus la

distance entre deux points de mesure) est trop grand pour faire des interprétations adéquates. Cet intervalle de confiance couvre presque toujours les trois valeurs typiques des trois principaux types de mécanisme de mélange connus (0.5 : mécanisme dispersif ; 1.0 : mécanisme convectif ; 1.5 ou plus : mécanisme turbulent). Ce grand intervalle de confiance est le résultat d'une faible plage de distances entre les points de mesures utilisés. Cette plage est restreinte par la zone linéaire de la relation entre le temps de séjour moyen et la distance entre les deux points de mesure. Des solutions concernant l'augmentation de cette zone linéaire sont proposées. Quelques tendances sont quand même observées. Ainsi, le mécanisme de mélange de la zone ascendante semble être de type convectif dans le régime homogène et turbulent dans le régime hétérogène. Le mécanisme de mélange de la zone descendante semble être de type convectif dans chacun des régimes d'écoulement. Un autre type d'analyse est utilisé afin d'essayer de vérifier la validité du modèle de dispersion axiale à une mésoéchelle. Ce type d'analyse n'est pas non plus concluant pour la même raison que mentionnée précédemment. L'analyse de la variance est cependant une méthode très intéressante et il serait avantageux de l'utiliser dans le futur pour la détermination du mécanisme de mélange de la phase liquide pour chacune des deux zones d'écoulement.

## RECOMMANDATIONS

### Instruments

#### *Anémométrie par impulsion thermique (TPA)*

- La zone linéaire de la relation entre le temps de séjour moyen et la distance entre les sondes devrait être élargie en chauffant d'avantage le liquide lors de l'émission du signal thermique. Il est ainsi possible d'augmenter la résistance électrique ( $R_e$ ) du liquide entre les électrodes en solubilisant moins de KCl dans l'eau. Ceci permettrait en effet d'augmenter la puissance dissipée ( $P_d$ ) dans le liquide ( $P = RI^2$  ; où  $I$  : courant électrique). Cependant, le voltage ( $V$ ) serait également augmenté ( $V = RI$ ) et l'induction par la même occasion. Comme mentionné précédemment, l'induction est un des principaux problèmes du TPA car l'anémomètre y est très sensible. Il serait également possible de modifier ou de changer le générateur électrique afin qu'il soit possible d'ajuster le voltage. Ainsi, le voltage pourrait être ajusté à une faible valeur lorsque les deux sondes sont près l'une de l'autre afin de réduire l'induction. Le signal thermique serait alors faible mais il n'aurait pas le temps de se disperser avant d'atteindre l'anémomètre. Lorsque les deux sondes seraient plus éloignées l'une de l'autre, le voltage pourrait alors être augmenté afin d'induire une plus grande puissance dissipée dans le liquide et éviter que le signal thermique ne soit dispersé dans le liquide avant d'atteindre l'anémomètre. L'induction serait cependant également augmentée, mais elle diminue avec la distance au carré. Les sondes étant plus éloignées, l'induction ne serait pas détectée par l'anémomètre.

- Il serait intéressant de réduire la période d'un pas du signal (figure 3.3) qui est présentement limité à 0.02 s/pas à cause des fréquences parasites qui apparaissent en deçà de cette limite. Ceci permettrait en effet de réduire les temps d'acquisition et de valider les résultats obtenus en traçant de plus petits éléments de liquide.

***Une autre application pour l'anémomètre à film chaud à courant constant***

- Il serait intéressant de mesurer le taux de vide local à l'aide de l'anémomètre et ainsi d'obtenir le profil radial du taux de vide. Cette information serait très utile pour l'analyse de l'hydrodynamique des systèmes biphasiques gaz/liquide. Elle permettrait entre autres de valider des mesures de profil de vitesse du liquide à l'aide d'un bilan de masse sur une section, de servir de données d'entrée à un modèle d'écoulement basé sur des bilans de transfert de la quantité de mouvement, de déterminer par calcul la fraction volumique du sillage des bulles, etc.

Cet instrument fonctionnant sur le principe du transfert de chaleur entre lui et un fluide, il est possible de discriminer le signal de chacune des phases sur le fait que les coefficients de transferts de chaleur de l'air et de l'eau sont très différents. Il faudrait par contre réduire le bruit de fond au préalable. En effet, l'anémomètre est calibré enfin de maximiser sa sensibilité au changement de température lors de l'utilisation de la technique TPA. Le signal/bruit est assez faible pour l'utilisation du TPA mais il est trop élevé pour une application à la mesure du taux de vide. Généralement, c'est un anémomètre à film (ou à fil) chaud à température constante qui est utilisé pour mesurer

le taux de vide mais il serait possible d'essayer de le mesurer à l'aide de l'anémomètre disponible sur le TPA (à courant constant). En outre, un programme écrit en langage MatLab traitant le signal venant d'un anémomètre à film chaud à température constante et calculant le taux de vide est déjà disponible (Utiger, 1998). Ce programme pourrait alors être adapté pour traiter les signaux mesurés à l'aide de l'anémomètre disponible sur le TPA.

### ***Anémométrie laser par effet Doppler (LDA)***

- Les particules qui ont servi à ensemercer le liquide, les PSP, ne semblent pas donner de bons résultats dans le cas d'un système biphasique, mais elles semblent donner de meilleurs résultats pour un système monophasique. Il est alors possible qu'elles soient affectées par l'interphase bulle/liquide. Il faudrait donc, après vérification de leur non-applicabilité, trouver un autre type de particule qui serait utilisée pour la réalisation des prochaines recommandations. Ce type de particule devrait cependant avoir un diamètre qui se rapproche le plus possible de celle de l'eau (la force de gravité annule celle d'Archimède) et avoir un diamètre inférieur à  $6.67 \mu\text{m}$  (hauteur des franges d'interférences).
- Il pourrait être très avantageux d'enregistrer *en continu* les signaux qui viennent des bulles et des particules entraînées par le liquide au lieu de les enregistrer les uns après les autres, séparément (voir recommandations à cet effet présentées à la section portant sur d'« Autres type d'expériences »). Ainsi, un signal reçu ayant la fréquence donnant la vitesse est classée selon qu'il vient d'une bulle ou d'une particule. Pour se faire, il faut

cependant réaliser un nouveau programme d'acquisition (par exemple en LabView). Cela serait l'occasion de changer la carte d'acquisition de Dantect qui a quelques problèmes (voir l'annexe A).

- L'utilisation d'une autre méthode de discrimination des signaux, basée sur une analyse de l'amplitude (pedestal et visibilité) des signaux venant des bulles ou des particules est recommandée (Arastoopour et Shao, 1996). Cette méthode permet en effet de déterminer des seuils de discrimination. Elle pourrait en plus être couplée à la méthode de sélection par nombre de frange (Banaissa, 1997), comme critère supplémentaire.
- Peu importe la technique de discrimination utilisée, sa validation dans un système où le liquide peut être induit sans bulles est indispensable.
- Il serait intéressant d'adapter de LDA à la mesure du diamètre des bulles (Arastoopour et Shao, 1996). Ce type de mesure serait très intéressant pour l'étude de l'interaction entre les bulles et le liquide.

### **Autres type d'expériences**

- Comparer les résultats obtenus avec le LDA et TPA. Le premier donne de l'information sur une microéchelle et le second mesure sur une mésoéchelle. En plus, l'un est une méthode intrusive et l'autre est non-intrusive. Cependant, la comparaison ne peut se faire qu'au régime homogène car l'utilisation du LDA est limité à ce régime.
- Comme recommandé précédemment, il serait possible de mesurer l'historique de la vitesse du liquide et des bulles avec le LDA (classement en continu des deux types de signaux). Si, en plus, le diamètre des bulles est mesuré en même temps que leur vitesse,



l'historique complet bulles/liquide pourrait être obtenu. Ce type d'information permettrait une plus grande compréhension de l'interaction locale entre les bulles et le liquide.

- Réaliser une étude sur une bulle fixe, autrement dit en équilibre des forces (liquide s'écoulant en contre-courant d'une bulle qui monte), permettrait l'étude de la structure de la turbulence dans le sillage des bulles et autour d'elles à l'aide du LDA. Ceci pourrait se faire avec des bulles de tailles différentes. Le calcul du spectre en fréquence dans le sillage des bulles et autour d'elles est une avenue intéressante. On obtiendrait ainsi une partie de l'information concernant la turbulence entraînée par les bulles qui est essentielle à une bonne modélisation du transfert de la quantité de mouvement de la phase liquide dans les colonnes à bulles. Il serait également possible de développer une méthode permettant de reconnaître les mesures de la vitesse du liquide qui viennent du sillage des bulles et celles qui viennent de la masse du liquide.
- Compléter l'étude du mécanisme de mélange du liquide dans les zones de montée et de descente du liquide, qui a été commencée dans le cadre de cette maîtrise. Ceci doit évidemment être fait après l'élargissement de la zone linéaire du temps de séjour moyen versus la distance entre les sondes. Il pourrait être intéressant de réaliser cette étude à plusieurs positions radiales afin de vérifier si le mécanisme de mélange change selon cette position pour chacune des zones d'écoulement.
- Les résultats de calculs de l'analyse de la variance pourraient être validés en l'appliquant sur un système monophasique dont la structure turbulente isotrope est établie ( $n = 1.5$ ).

Lübbert et Larson (1990) ont réalisé cette étude afin de valider leurs résultats de calculs de l'analyse de la variance et leur technique de mesure TPA.

- Étudier l'effet des propriétés rhéologiques des fluides sur le mécanisme de mélange du liquide à l'aide de l'analyse de variance. Étudier l'effet de la viscosité et de la densité de des phases et étudier l'effet des liquides newtonien et non-newtonien (rhéofluidifiante, viscoélasticité, etc.) sur le mécanisme de mélange des phases. Ces propriétés rhéologiques ont, entre autres, un effet sur les propriétés des bulles et sur leur sillage, donc sur la composante convective de mélange du liquide.
- Étudier l'effet de la température et de la pression sur les mécanismes de mélange des phases.

## RÉFÉRENCES

- ARASTOOPOUR, H. et SHAO, S. (1996) Laser Doppler anamometry : applications in multiphase flow systems, Chapitre 13 de Chaouki, J., Larachi, F. et Dudukovic, M.P. (1997) Non-invasive monitoring of multiphase flow, Elsevier Science B.V.
- BAIRD, M.H. et RICE, R.G. (1975) Axial dispersion in large unbaffled columns, Chemical Engineering Journal 9, 171-174.
- BENAISSA, A. (1996) Mesures par vélocimétrie laser dans une colonne à bulles, rapport à l'interne du département de génie chimique à l'École Polytechnique de Montréal.
- BRUUN, H.H. (1995) Hot wire anemometry : principles and signal analysis, Oxford University Press, New-York.
- CARON, R. (1996) Velocimétrie par impulsion thermique dans une colonne à bulles, rapport à l'interne du département de génie chimique à l'École Polytechnique de Montréal.
- CASSANELLO, M., LERACHI, F., GUY, C. et CHAOUKI, J. (1996) Solids mixing in gas-liquid-solid fluidized bed :experiments and modelling, Chemical Engineering Science 51, 2011-2020.

CASSANELLO, M., LERACHI, F., MARIE, F., GUY, C. et CHAOUKI, J. (1995) Experimental characterization of the solid phase chaotic dynamics in three-phase fluidisation. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 34, 2971-2980.

CHEN, J., GUPTA, P., DEGALEESAN, S., AL-DAHMAN, M.H., DUDUKOVIC, M.P. et TOSELAND, B.A. (1998) Gas holdup distributions in large-diameter bubble columns measured by computed tomography, *Flow Measurement and Instrumentation* 9, 91-101.

CHEN, R.C., REESE, J. et FAN, L.S. (1994) Flow structure in a three-dimensional bubble column and three-phase fluidized bed, *American Institute of Chemical Engineering Journal* 40, 1093-1104.

DECKWER, W.D. et SCHUMPE, A. (1987) Bubble columns – the state of the art and current trends, *International Chemical Engineering* 27, 405-422.

DEGALEESAN, S., DUDUKOVIC, M.P., TOSELAND, B.A. et BHATT, B.L. (1997) A two-compartment convective-diffusion model for slurry bubble column reactors, *Industrial and Engineering Chemistry Research* 36, 4670-4680.

DEGALEESAN, S., ROY, S., KUMAR, B. et DUDUKOVIC, M.P. (1996) Liquid mixing based on convection and turbulent dispersion in bubble columns, *Chemical Engineering Science* 51, 1967-1976.

DE-LASA, H., LEE, S.L.P. et BERGOUGNOU, M.A. (1984) Bubble measurement in three phase fluidized bed using a U-shape optical fiber, *Canadien Journal of Chemical Engineering* 62, 165-169.

DELHAYE, J. (1969) Ht film anemometry in two phase flow, in two phase flow instrumentation, 11<sup>th</sup> national ASME/AIChE Heat transfer conference, Minneapolis, 58-69.

DUDUKOVIC, M.P., DEVANATHAN, N. et HOLUB, R. (1991) Multiphase reactors: models and experimental verification, *Revue de l'Institut Français du Pétrole* 46, 439-465.

FAN, L.S. (1989) Gas-liquid-solid fluidisation engineering, Butterworths, Massachusetts Institute of Technology.

FISCHER, J., KUMAZAWA, H. et SADA, E. (1994) On the local gas holdup and flow pattern in standard-type bubble columns, *Chemical Engineering and Processing* 33, 7-21.

FOOT, D.G., McKAY, J.D. et HULATT, J.L. (1986) 25, 15 (cité par Schlüter et al. (1992)).

FORSTER, C.F., BOYES, A.P., HAY, B.A. et BUTT, J.A. (1986) An aerobic fluidized bed reactor for waste water treatment, *Chemical Engineering Research and Design* 64, 425-430 (cité par Nigam et Schumpe (1996)).

FRANK, M.E. et KLOSEK, J. (1984) Liquid phase methanol project status, 6<sup>th</sup> Int Symp. Alcohol Fuels Technology, Ottawa, Canada, 1984, 3, C11, 425-433 ((cité Schlüter et al. (1992))).

FRANZ, K., BÖRNER, T., KANTOREK, H.J. et BUCHHOLZ, R. (1984) Flow structures in bubble columns, *German Chemical Engineering* 7, 365-374.

GERSTENBERG, H. (1979) Blasensäulen-reaktoren, *Chemical Engineering technologies* 51, 208-216 (cité par Schlüter et al. (1992)).

GHARAT, S.D. et JOSHI, J.B. (1992) Transport phenomena in bubble column reactors I :flow pattern, *The Chemical Engineering Journal* 48, 141-151.

GROEN, J.S., MUDDE, R.F. et VAN DEN AKKER, H.E.A. (1995) Time dependent behaviour of the flow in a bubble column, *Transaction of the Institute of Chemical Engineers* 73, 615-621.

GROEN, J.S., OLDEMAN, R.G.C., MUDDE, R.F. et VAN DEN AKKER, H.E.A. (1996) Coherent structures and axial dispersion in bubble column reactors, *Chemical Engineering Science* 51, 2511-2520.

GROSSMANN, S. et PROCACCIA, I. (1984) Unnified theory of relative turbulent diffusion, *Physics Reviews A* 29, 1358-1365 (Cité par Lübbert et Larson (1990)).

HATTON, T.A. et LIGHTFOOT, E.N. (1984) Dispersion, mass transfert and chemical reaction in multiphase contactors - Part I : Theoretical developments, *American Institute of Chemical Engineering Journal* 30, 235-242.

HATTON, T.A. et LIGHTFOOT, E.N. (1984) Dispersion, mass transfert and chemical reaction in multiphase contactors - Part II : Numerical examples, *American Institute of Chemical Engineering Journal* 30, 243-249.

HEAN, L. et SVENDSEN, H.F. (1991) Turbulent circulation in bubble columns from eddy viscosity distributions of single-phase pipe flow, *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 69, 1389-1394.

HEBRARD, G., BASTOUL, D. et ROUSTAN, M. (1996) Influence of gas sparger on hydrodynamic behaviour of bubble columns, *Transactions of the Institute of Chemical Engineers* 74, 406-414.

HEWITT, G.F. (1978) Measurement of two phase flow parameters, Academic press, New York.

HILGERT, W. et HOFFMANN, H. (1986) Characterization of gas phase flow in bubble columns at low superficial gas velocities with the aid of ultrasonic Doppler technique, German Chemical Engineering 9, 180-190.

HILLS, J.H. (1974) Radial non-uniformity of velocity and voidage in a bubble column, Transactions of the Institute of Chemical Engineers 52, 1-9.

HILLS, J.H. (1976) The operation of a bubble column at high throughputs I. Gas holdup measurement, Chemical Engineering Journal 12, 89-99.

HOGREFE, W., GROSSENBACHER, H., COOK, A.M. et HUTTER, R. (1986) Biotreatment of S-triazine-containing wastewater in a fluidized bed reactor, Biotechnology 28, 1577-1581 (cité par Nigam et Schumpe (1996)).

HYNDMAN, C. et GUY, C. (1995a) Gas phase flow in bubble columns: a convective phenomenon, The Canadian Journal of Chemical Engineering 73, 426-434.



HYNDMAN, C. et GUY, C. (1995b) Gas-phase hydrodynamics in bubble columns, Transactions of the Institute of Chemical Engineers 73, 302-307.

HYNDMAN, C.L., LARACHI, F. et GUY, C. (1997) Understanding gas-phase hydrodynamics in bubble columns: a convective model based on kinetic theory, Chemical Engineering Science 52, 63-77.

ITYOKUMBUL, K.T., KOSARIC, N. et BULANI, W. (1994) Gas hold-up and liquid mixing at low and intermediate gas velocities air-water system, The chemical Engineering Journal 53, 167-172.

JAMIALAHMADI, M., BRANCH, C. et MÜLLER-STREINHAGEN, H. (1994) Terminal bubble rise velocity in liquids, Transaction of the Institute of Chemical Engineers 72, 119-122.

JOSHI, J.B. (1982) Gas phase dispersion in bubble columns, The Chemical Engineering Journal 24, 213-216.

JOSHI, J.B. et SHARMA, M.M. (1979) A circulation cell model for bubble columns, Transactions of the Institute of chemical Engineers 57, 244-251.

KANTAK, M.V., HESKETH, R.P. et KELKAR, B.G. (1995) Effect of gas and liquid properties on gas phase dispersion in bubble columns, *The Chemical Engineering Journal* 59, 91-100.

KANTAK, M.V., SHETTY, S.A. et KELKAR, B.G. (1994) Liquid phase backmixing in bubble column reactors – A new correlation, *Chemical Engineering Communication* 127, 23-34.

KARIM, K., LARACHI, F., GUY, C. et CHAOUKI, J. (1997) Trajectory length and residence-time distributions of the solids in three-phase fluidized beds, *Chemical Engineering Science* 52, 3931-3939.

KATINGER, H.W., SCHEIRER, W. et KRÖMER, E. (1979) Bubble column fermentor for mass suspension culture of animal cells, *German Chemical Engineering* 2, 31-38 (cité par Nigam et Schumpe (1996)).

KAWAGOE, M., OCTAKE, T. AND ROBINSON, W.C. (1989) Gas-phase mixing in bubble columns, *Journal of Chemical Engineering of Japan* 22, 136-142.

KAWASE, Y. et TOKUNAGA, M. (1991) Characteristic mixing length in bubble columns, *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 69, 1228-1231. Chapitre 1 de Chaouki, J.,

Larachi, F. et Dudukovic, M.P. (1997) Non-invasive monitoring of multiphase flow, Elsevier Science B.V.

KOBAYASHI, T., SUDA, T. NAGAMUNE, T. et ENDO, I. (1990) Continuous production of penicillin in a fluidized bed bioreactor, 23, 409-413 (cité par Nigam et Schumpe (1996)).

KRISHNA, R., DE SWART, J.W.A., HENNEPHOF, D.E., ELLENBERGER, J. et HOEFSLOOT, H.C.J. (1994) Influence of Increased Gas Density on Hydrodynamics of Bubble-Column Reactors, American institute of Chemical Engineering Journal 40, 112-119.

KRISHNA, R., ELLENBERGER, J. et HENNEPHOF, D.E. (1993) Analogous description of the hydrodynamics of gas-solid fluidized beds and bubble columns, The Chemical Engineering Journal 53, 89-101.

KUMAR, S.B., DEVANATHAN, N., MOSLEMIAN, D. et DUDUKOVIC, P. (1994) Effect of scale on liquid recirculation in bubble columns, Chemical Engineering Science 49, 5637-5652.

KUMAR, S.B., DUDUKOVIC, M.P. ET TOSELAND, B.A. (1996) Measurement techniques for local and global fluid dynamic quantities in two and three phase systems,

KUMAR, S.B., MOSLEMIAN, D. et DUDUKOVIC, M.P. (1997) Gas-holdup measurements in bubble columns using computed tomography, *American Institute of Chemical Engineering Journal* 43, 1414-1425.

LARACHI, F., CASSANELLO, M., CHAOUKI, J. et GUY, C. (1996) Flow structure of the solids in a 3-D gas-liquid-solid fluidized bed, *American Institute of Chemical Engineering Journal* 42, 2439-2452.

LARACHI, F., CASSANELLO, M., MARIE, M., CHAOUKI, J. et GUY, C. (1995) Solids circulation pattern in three-phase fluidized beds containing binary mixtures of particles as inferred from RPT, *Transaction of the Institute of Chemical Engineers* 73, 263-268.

LEFEBVRE, S. (1998) Rapport d'avancement 2 – Utilisation de l'anémomètre laser par effet Doppler pour mesurer la vitesse du liquide et des bulles dans une colonne à bulles, rapport à l'interne du département de génie chimique à l'École Polytechnique de Montréal.

LEVENSPIEL, O. et FITZGERALD, T.L. (1983) A warning on the misuse of the dispersion model, *Chemical Engineering Science* 38, 491-493.

LIN, T.J., REESE, T.H. et FAN, L.S. (1996) Quantitative analysis and computation of two-dimensional bubble columns, *American Institute of Chemical Engineering Journal* 42, 301-318.

LÜBBERT, A. et LARSON, B. (1987) A new method for measuring local velocities of the continuous liquid phase in strongly aerated gas-liquid multiphase reactors, *Chemical Engineering and technologies* 10, 27-32.

LÜBBERT, A. et LARSON, B. (1990) Detailed investigations of the multiphase flow in airlift tower loop reactors, *Chemical Engineering Science* 45, 3047-3053.

LÜBBERT, A., DIEKMANN, J. MUTHESIUM, M. et SCHÜSERL, K. (1983) Nerere möglichkeiten des einsatzes von mikroprozessoren bei des messung in zweiphasenströmungen am beispiel der gasverweilzeitmessung in blasensäumungen mit hilfe pseudostatistischer testsigaul, *Chimie-Ingr\_Tech* 55, synopse 1155, 808-809 (Cité par Lübbert et Larson (1990)).

LÜBBERT, A., KORTE, T. et LARSON, B. (1987) Simple measuring techniques for the determination of bubble and bulk phase velocities in bioreactors, *Applied Biochemistry and Biotechnology* 14, 207-218.

LUO, H. et SVENDSEN, H. (1991) Turbulent circulation in bubble columns from eddy viscosity distributions of single-phase pipe flow, The canadian Journal of Chemical Engineering 69, 1389-1394.

MARKS, C.H. (1973) Measurements of the terminal velocity of bubbles rising in chain, Journal of Fluids Engineering , 17-22.

MENZEL, T., WEIDE, T.I.D., STAUDACHER, O., WEIN, O. ET ONKEN, U. (1990) Reynolds shear stress for modeling of bubble column reactors, Industrial and Engineering Chemistry Research 29, 988-994.

MIYAHARA, T., TSUCHIA, K. et FAN, L.S. (1991) Effect of turbulent wake on bubble-bubble interaction in gas-liquid-solid fluidized bed, Chemical Engineering Science 46, 2368-2373.

MIYAUCHI, T et SHYU, C.N. (1970) Flow of fluid in gas bubble columns, Kagaku Kogaku 34, 958.

MODAK, S.Y., JUVEKAR, V.A. et RANE, V.C. (1993) Dynamics of the gas phase in bubble columns, Chemical Engineering technologies 16, 303-306.

MUDDE, R.F., GROEN, J.S. ET VAN DEN AKKER, H.E.A. (1997) Liquid velocity field in a Bubble Columns: LDA experiments, *Chemical Engineering Science* 52, 4217-4224.

MYERS, K., DUDUKOVIC, M.P. et RAMACHANDRAN, P.A. (1987) Modelling churn-turbulent bubble columns – I. Liquid-phase mixing, *Chemical Engineering Science* 42, 2301-2311.

NASSAR, R., SCHMIDT, J. et LÜBBERT, A. (1992) A stochastic dispersion model in gas-liquid flow systems, *Chemical Engineering Science* 47, 3657-3664.

NIGAM, K.D.P. et SCHUMPE, A. (1996) Three-phase sparged reactors, Gordon and Breach Publishers.

O'CONNOR, J.P., YOU, S.M. et HAJI-SHEIKH, A. (1995) Laser Doppler anemometry measurements of bubble rise velocity and departure frequency, *Experimental Heat Transfer* 8, 145-160.

ORELL, A. (1992) On the liquid flow reversal in bubble columns, *Chemical Engineering Communication* 115, 149-159.

RESCH, F.J. et LEUTHEUSSER, H.J. (1972) Reynolds stress measurement in hydraulic jumps, *Journal of hydraulic Research* 10, 409-430.

RIQUART, H.P. (1981) A physical model for axial mixing of the liquid phase for heterogeneous flow regime in bubble columns, German Chemical Engineering 4, 18-23.

RIQUARTS, H.P. (1981) A physical model for axial mixing of the liquid phase for heterogeneous flow regime in bubble columns, German Chemical Engineering 4, 18-23.

ROSEHART R.G., RHODES, E. et SCOTT, D.S. (1975) studies of gas-liquid (non-newtonian) slug flow : void fraction meter, void fraction and slug characteristics, Chemical Engineering Journal 10, 57-64.

RUSTEMEYER, U., PAULI, J., MENZEL, TH., BUCHHOLZ, R. ET ONKEN, U. (1989) Liquid-Phase Mixing Model for Hydrodynamics of Bubble Columns, Chemical Engineering and Processing 26, 165-172.

SADA, E., KUMAZAWA, H. KUDO, I. et KONDO, T. (1979) Absorption of lean in aqueous slurries of  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  with  $\text{NaClO}_2$  or  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  with  $\text{NaClO}_2$  Chemical engineering Science 34, 719-724 (cité par Nigam et Schumpe (1996)).

SADA, E., KUMAZAWA, H. KUDO, I. et KONDO, T. (1981) Absorption of NO in aqueous solutions of  $\text{Fe}^{\text{III}}$ -EDTA chelate and aqueous slurries at  $\text{MgSO}_3$  with  $\text{Fe}^{\text{III}}$ -EDTA



chelate, Industrial and Engineering Chemistry. Process Design and Development (cité par Nigam et Schumpe (1996)).

SHERWIN, M. et BLUM, D. (1989) Liquid phase methanol, AF-1291 Res. Project 317-2, Final Rep. US Dep. Energy, Dec., Electr. Power Res. Inst., Palo Alto, CA (cité Schlüter et al. (1992)).

SCHLÜTER, S., STEIFF, A., et WEINSPACH, P.M. (1992) Modeling and simulation of bubble column reactors, Chemical Engineering and Processing 31, 97-117.

SCHMIDT, J., NASSAR, R. et LÜBBERT, A. (1992a) Influence of the wakes in bubble driven multiphase flow systems, Chemical Engineering Science 47, 2295-2300.

SCHMIDT, J., NASSAR, R. et LÜBBERT, A. (1992b) Local dispersion in the liquid phase of gas-liquid reactors, Chemical Engineering Science 47, 3363-3370.

SHAH, T.Y., JOSEPH, S., SMITH, D.N. ET RUETHER, A.J. (1985a) Two-bubble class model for churn-turbulent bubble-column reactors, Industrial and Engineering Chemistry. Process Design and Development 24, 1096-1104.

SHAH, T.Y., JOSEPH, S., SMITH, D.N. ET RUETHER, A.J. (1985b) On the behavior of the gas phase in bubble column with ethanol-water mixtures, *Industrial and Engineering Chemistry. Process Design and Development* 24, 1140-1148.

STEINER, R. (1987) Operation characteristics of special bubble column reactors, *Chemical Engineering and Processing* 21, 1-8 (cité par Schüter et al. (1992)).

UEYAMA, K. et MIYAUCHI, T. (1979) Properties of recirculating turbulent two phase flow in gas bubble columns, *American Institute of Chemical Engineering Journal* 25, 258-266.

ULBRECHT, J.J. et BAYKARA Z.S. (1981) Significance of the central plume velocity for the correlation of liquid phase mixing in bubble columns, *Chemical Engineering Communication* 10, 165-185.

UTIGER, M., STUBER, F., DUQUENNE, A.M., DELMAS, H. et GUY, C. (1999) Local measurements for the study of external loop airlift hydrodynamics, *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 77, 375-382.

VILLERMAUX, J. (1993) *Génie de la réaction chimique ; conception et fonctionnement des réacteurs*, Tec & Doc – Lavoisier.

VILLERMAUX, J. (1996) Trajectory length distribution (TDL), a novel concept to characterize mixing in flow systems, *Chemical Engineering Science* 51, 1939.

WILLIAM, W.H. ET DOUGLAS, C.M. (1990) Probability and statistics in engineering and management science, John Wiley & Sons.

YANG, Y.B., DEVANTHAN, N. et DUDUKOVIC, M.P. (1993) Liquid backmixing in bubble columns via computer-automated radioactive particle tracking (CARPT), *Experiments in Fluids* 16, 1-9.

YAO, B.P., ZHENG, C., GASCHE, H.E. et HOFMANN, H. (1991) Bubble behaviour and flow structure of bubble columns, *Chemical Engineering and Processing* 29, 65-75.

ZAHRADNIK, J. et FIALOVA, M. (1996) The effect of bubbling regime on gas and liquid phase mixing in bubble column reactors, *Chemical Engineering Science* 51, 2491-2500.

ZEHNER, P. (1986) Momentum, mass and heat transfer in bubble columns. Part 1. Flow model of the bubble column and liquid velocities, *International Chemical Engineering* 26, 22-28.

ZEHNER, P. (1986) Momentum, mass and heat transfer in bubble columns. Part 2. Axial blending and heat transfer, *International Chemical Engineering* 26, 29-35.

## ANNEXES

**ANNEXE A – COPIE DU RAPPORT INTERNE  
CONCERNANT L'UTILISATION DU LDA LORS DE LA  
RÉALISATION DE CE PROJET DE MAÎTRISE  
(Lefebvre (1998))**

**INTRODUCTION**

Ce rapport contient principalement des résultats qui ont servi à l'identification de certains problèmes rencontrés lors de l'utilisation de l'anémomètre laser par effet Doppler. Il ne contient donc pas de résultats qui vont servir à la proposition de l'article qui va être soumis au congrès sur les réacteurs gaz-liquide. Cependant, cette première étape va permettre une meilleure utilisation de l'anémomètre laser. Un rapport portant sur des résultats de traçage radioactif de la phase liquide a déjà été écrit et remis au professeur Christophe Guy. Le prochain chapitre qui porte sur les tests préparatifs à l'utilisation de l'anémomètre laser se divise en trois sections. La première donne les explications relatives à la détermination du point de mesure à l'intérieure de la colonne par rapport à la position du laser sur son support. Ensuite, les problèmes rencontrés lors de la mesure de la vitesse des bulles et du liquide sont présentés séparément. Les premiers résultats obtenus sur la colonne test (lit triphasique du laboratoire du cinquième étage) sont en troisième lieu présentés. Le deuxième et dernier chapitre donne les prochaines étapes pour la suite du travail.

## CHAPITRE A.1 : TESTS PRÉPARATIFS À L'UTILISATION DE L'ANÉMOMÈTRE LASER

### Détermination du point de mesure dans la colonne à bulle

La relation entre la position du laser par rapport à la colonne et le point de mesure dans celle-ci par rapport à sa paroi interne peut-être déterminée à l'aide de la loi de la réfraction et des lois de la géométrie. La figure 1 montre le parcours des faisceaux. La loi de la réfraction s'écrit comme suit :

$$\frac{\sin \theta_1}{\sin \theta_2} = \frac{n_2}{n_1} \quad (1)$$

où  $\theta_i$  est l'angle entre le faisceau et la normale à la surface traversée par ce faisceau dans le milieu  $i$ .  $n_i$  est l'indice de réfraction du milieu  $i$ .

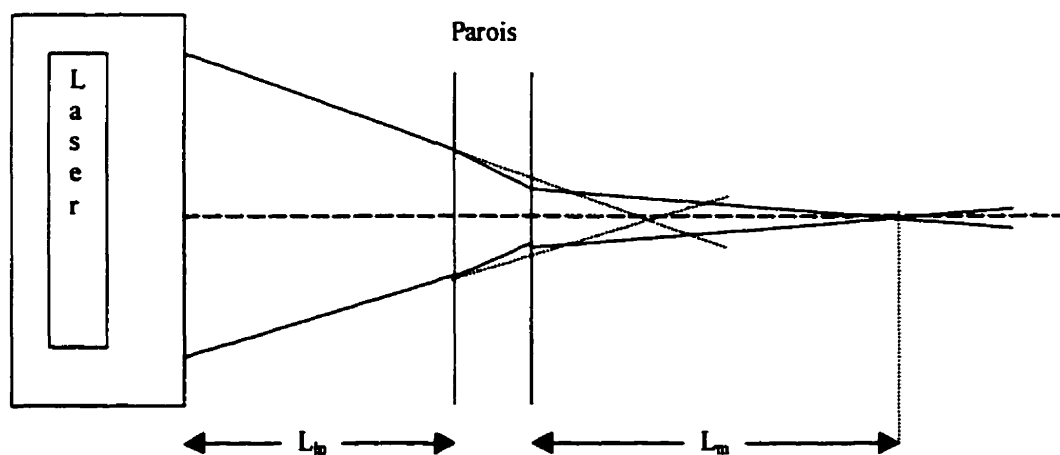


Figure 1 : Parcours des faisceaux.

Avec des indices de réfraction de 1.33, 1.000 et 1.50 pour respectivement l'eau, l'air et le Plexiglas, l'équation suivante est trouvée :

$$L_m = 28.9 - 1.33L_{sup} \quad (2)$$

où  $L_m$  est la distance entre le point de mesure et la paroi interne de la colonne (cm).  $L_{sup}$  est la position du laser sur son support (distance entre le laser et la paroi externe ( $L_{lp}$ ) moins la distance entre le support et la paroi externe) (cm).

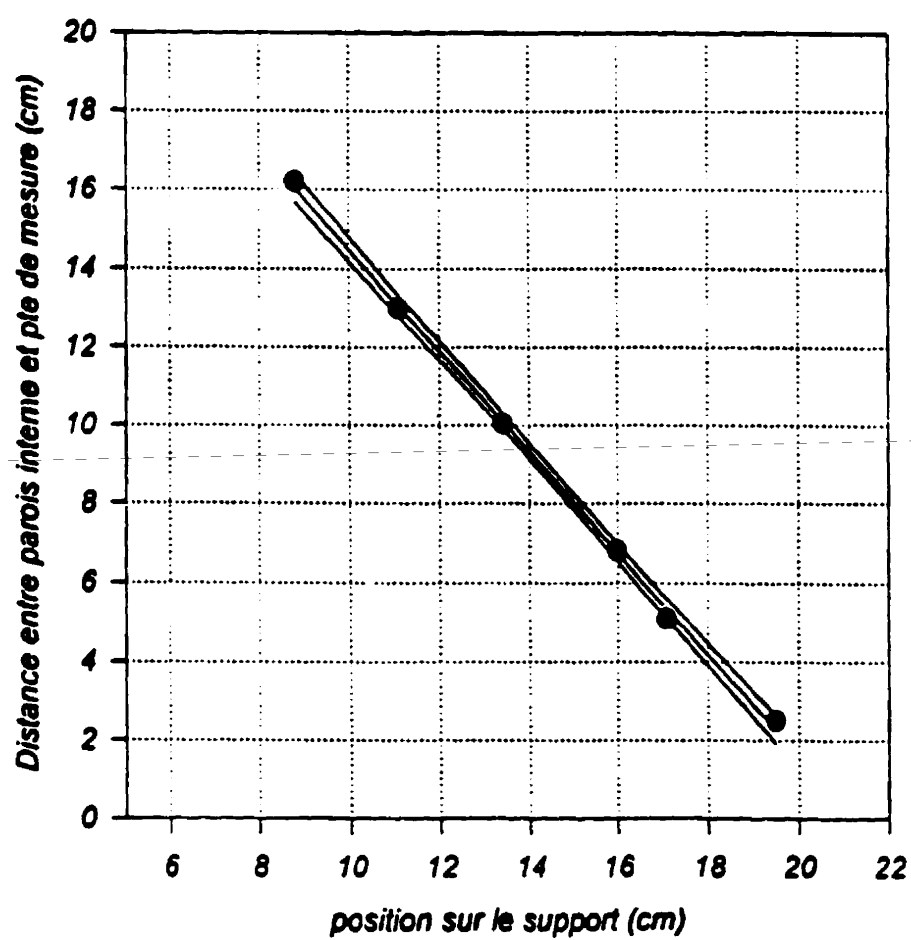
Cette équation a été vérifiée en mesurant la distance entre le point de mesure et la paroi interne de la colonne à l'aide d'un poids au plomb attachée à une corde. Les faisceaux étaient rendus visibles en étant réfléchis par des particules de PSP (Polyamid Seeding Particules) dont le diamètre moyen est de 5  $\mu\text{m}$ . La figure 2 montre les résultats. La relation est bien linéaire et le coefficient de détermination entre les points est de 0.9988. L'intervalle de confiance avec 95 % de probabilité est représenté à la figure. La régression donne :

$$L_m = 27.4 - 1.29L_{sup} \quad (3)$$

Même si les deux résultats sont très semblables, c'est la régression qui sera utilisée.

Figure 2 :

**Distance entre le point de mesure et la parois interne de la colonne vs position du laser sur le support**





## **Problèmes rencontrés lors de l'utilisation de l'anémomètre laser et présentation des résultats obtenus**

### ***Mesure de la vitesse des bulles***

Les problèmes sont les suivants :

1. Le temps affiché par l'ordinateur ne correspond pas au temps réel (temps indiqué par un chronomètre). Une relation linéaire existe cependant entre ces deux temps. La pente de cette relation dépend de l'ordinateur et du répertoire où est installé le logiciel. Sa valeur passe de 2.0 à 3.0. Ce problème est évidemment autant valable pour la mesure de la vitesse du liquide et ne devrait pas causer de véritable désagrément. Il découle cependant d'un problème plus important qui est expliqué plus loin, au point trois.
2. Les temps d'acquisition pour des points se rapprochant du centre de la colonne sont très grand. Ils peuvent aller jusqu'à une dizaine d'heures. En effet, les fréquences d'acquisition sont très faibles dans ces zones.
3. Avant de démarrer l'acquisition, il faut donner certains critères d'arrêt au logiciel d'acquisition, comme le nombre d'échantillon validé désiré. Un critère indiquant le moment où l'acquisition doit cesser même si les autres critères ne sont pas atteints doit toujours être indiqué au logiciel. Cependant, l'acquisition arrête avant le critère de temps désiré et le nombre d'échantillon demandé ne peut être atteint. Plusieurs tests ont été effectués afin de comprendre et de palier à ce problème. La figure 3 montre la relation entre le critère d'arrêt de temps (" timeout ") indiqué au logiciel et le temps d'arrêt de l'acquisition mesuré avec un chronomètre. Jusqu'à un critère d'arrêt de 1000

secondes, l'arrêt de l'acquisition se fait au temps indiqué et correspondant au temps réel. Entre 1000 et 2000 secondes, l'arrêt de l'acquisition se fait *quelque fois* au temps indiqué et correspondant au temps réel. Après 2000 secondes, il n'y a plus d'arrêt d'acquisition correspondant au temps réel. La figure 4 montre la relation entre le critère d'arrêt de temps (" timeout ") indiqué au logiciel et le temps d'arrêt de l'acquisition affiché par le logiciel ("Elapsed time" à l'arrêt). Ce comportement est typique d'un problème de compteur associé à une carte d'acquisition. La carte et le logiciel ont été testés sur deux ordinateurs différents (un 386 et un 486 compatible IBM) et ont présenté les mêmes problèmes. Ceci semble indiquer que le problème vient probablement de la carte d'acquisition et/ou du logiciel FLOware. En effet, M. Clifford J.Jurru de chez Dantec a fini par admettre, à la deuxième conversation téléphonique, que la carte d'acquisition ne fonctionne assurément que sur un 286 IBM. C'est sur ce dernier que la carte d'acquisition et le logiciel ont été conçus. Ce problème est typique lorsque qu'un logiciel a été conçu sur ce model d'ordinateur. Il existe une nouvelle carte d'acquisition vendue au coût de 1545 \$US par Dantec et qui fonctionne sur n'importe quel model d'ordinateur.

**Décision** : il faudra combiner plusieurs fichiers résultats afin d'obtenir le nombre d'échantillons désiré. La figure 4 montre que le temps d'acquisition maximal peut être atteint en utilisant un critère d'arrêt de temps ("timeout") de 4000 secondes.

Figure 3.6 Timeout vs temps au chronomètre

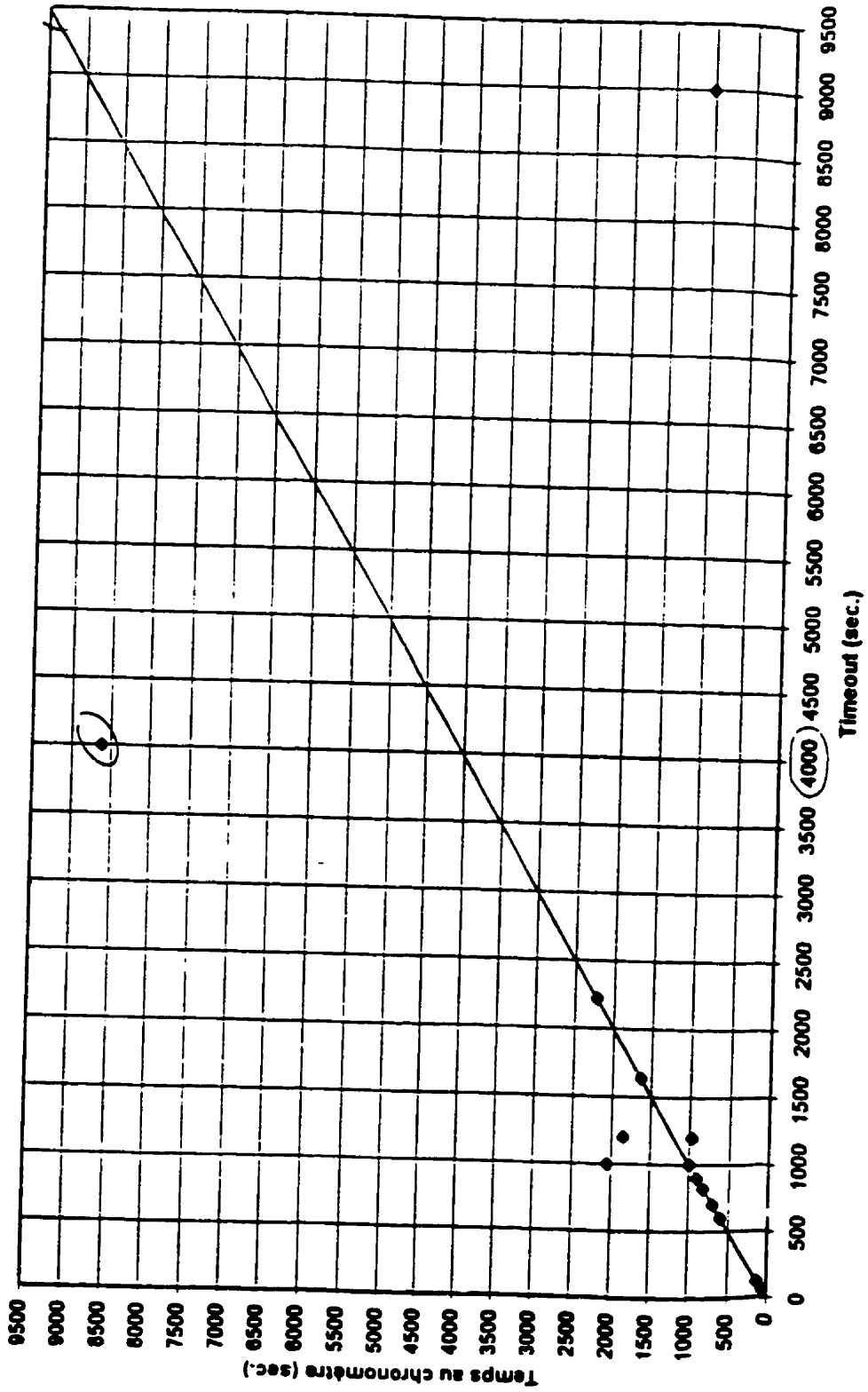
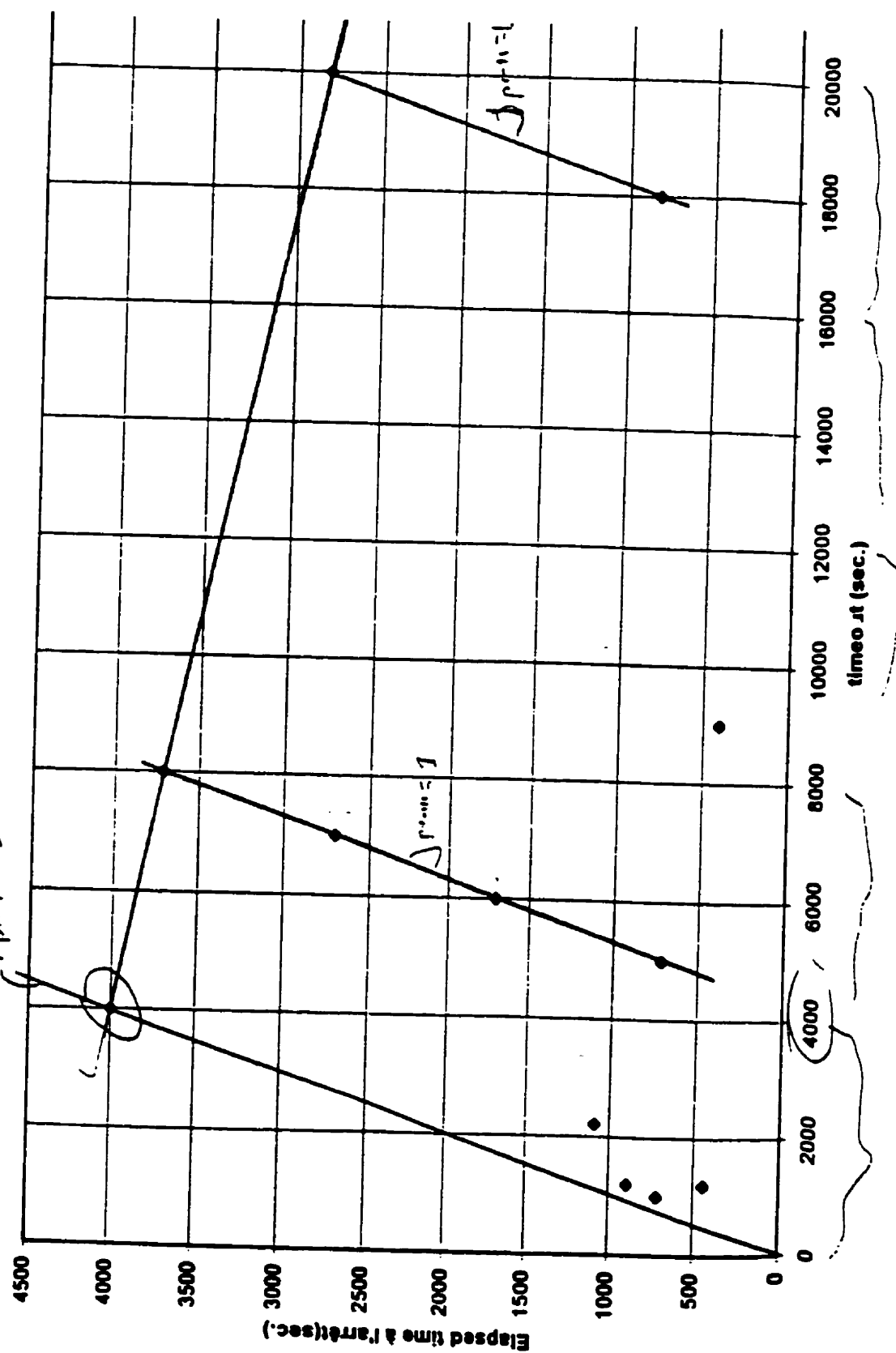


Figure 4 : Timeout vs elapsed time à l'arrêt- sans les deux grandes valeurs de 200000



## Mesure de la vitesse du liquide

Le post-doc., A. Benaissa, avait utilisé des poussières de sable afin de tracer la phase liquide. Étant donné la largeur des franges d'interférence du volume de mesures, il devait utiliser des particules ayant un diamètre inférieur à 10  $\mu\text{m}$ . Les poussières de sable utilisé avaient un diamètre moyen supérieur à 10  $\mu\text{m}$ . Afin d'obtenir des particules dont le diamètre correspond à celui désiré, la décantation dans l'eau a été utilisée. De plus, la densité des poussières de sable est de près de trois fois celle de l'eau. Il était donc souhaitable de trouver une autre particule qui pourrait être utilisé directement (diamètre moyen inférieur à 10  $\mu\text{m}$ ) et dont la densité s'approcherait de celle de l'eau ( $1.0 \text{ g/cm}^3$ ). Les fabricants de l'anémomètre laser, Dantec, ont développé une particule qui répond bien à ces critères : PSP (Polyamid Seeding Particules). Elle existe sous trois diamètres moyens différents, soit 5 (utilisé), 20 et 50  $\mu\text{m}$ . De plus, elles ont une densité de  $1.02 \text{ g/cm}^3$ .

La suite du texte présente les problèmes rencontrés au cours de l'utilisation de l'anémomètre laser lors de la mesure de la vitesse du liquide dans la colonne à bulle.

1. La fréquence d'acquisition suggérée dans le document du post-doc. (A. Benaissa, mesure par vélocimétrie laser dans une colonne à bulles) est de 10 Hz. La fréquence d'acquisition dépend du nombre de particules en suspension dans le liquide, de la vitesse du liquide (donc celle du gaz) et de l'endroit où se trouve le point de mesure par rapport au laser. En effet, l'augmentation du nombre de particules et du débit de gaz va

augmenter la fréquence de passage de particules dans le volume de mesure du laser. Cependant, l'augmentation du débit et l'éloignement du point de mesure du laser vas diminuer la probabilité d'obtenir une fenêtre optique ("fenêtre" par laquelle le signal lumineux peut passer pour atteindre le photomultiplicateur) entre l'émission du signal au volume de mesure et le récepteur du signal au laser. Cette diminution des fenêtres optiques vient de l'augmentation du passage des bulles dans la colonne.

Des résultats sur l'effet du débit de gaz et de la position du volume de mesure sur la fréquence d'acquisition ont été obtenus. La figure 5 montre ces résultats. La colonne à bulle contenait environ 1.3 g de PSP. Il est important de noter que les valeurs des positions indiquées sur la figure sont erronées. En effet, ses valeurs ont été obtenues avant la détermination de l'équation qui relie la position du laser à la position du volume de mesure. La figure indique que la fréquence d'acquisition passe par un minimum à un certain débit de gaz lorsque le volume de mesure est près de la paroi de la colonne. Ceci s'explique simplement par ce qui est écrit plus haut : l'augmentation du débit de gaz augmente la fréquence de passage des PSP dans le volume de mesure mais diminue la probabilité d'obtenir une fenêtre optique. La fréquence d'acquisition diminue largement lorsque le point de mesure s'éloigne du laser.

Les figures 6 et 7 montrent un zoom des résultats obtenus pour les deux volumes de mesure les plus éloignés. La fréquence d'acquisition chute lorsque le débit de gaz augmente pour devenir constant à partir d'un certain débit. Ce n'est peut être qu'un

minimum plat, mais le débit ne pouvait être augmenté afin d'éviter le débordement de la colonne. Un fait intéressant : le plateau apparent commence au point de transition (voir figure 6 et 7). Il y a peut être matière à pousser plus loin cette constatation. L'anémométrie laser pourrait être utilisé comme un autre moyen pour déterminer le point de transition.

Ainsi, le positionnement du point de mesure affecte d'avantage la fréquence d'acquisition que le changement de débit de gaz. Alors :

Décision : Afin de conserver une fréquence d'acquisition d'environ 10 Hz et de minimiser l'utilisation de PSP, il faut laisser le volume de mesure en un endroit donné et changer le débit de gaz. Un appoint en PSP devrait être fait afin de conserver une fréquence d'acquisition d'environ 10 Hz. Ensuite, le volume de mesure devrait être éloigné de la paroi (et donc du laser) et un nouvel appoint en PSP devrait être fait.

2. L'humidité forme des agglomérats de PSP qui prennent du temps à se briser dans la colonne à bulle. C'est agglomérats ont un diamètre supérieur à 10  $\mu\text{m}$  et diminue la qualité du signal reçu. Il faudrait donc les sécher dans un four, mais la fiche signalétique indique que la température maximale que peuvent supporter les PSP afin d'éviter qu'elle ne perde leur propriété est de 60 °C. Lors des tests sur la colonne du cinquième étage (lit triphasique), les PSP ont été chauffés à 53 °C pour être ensuite

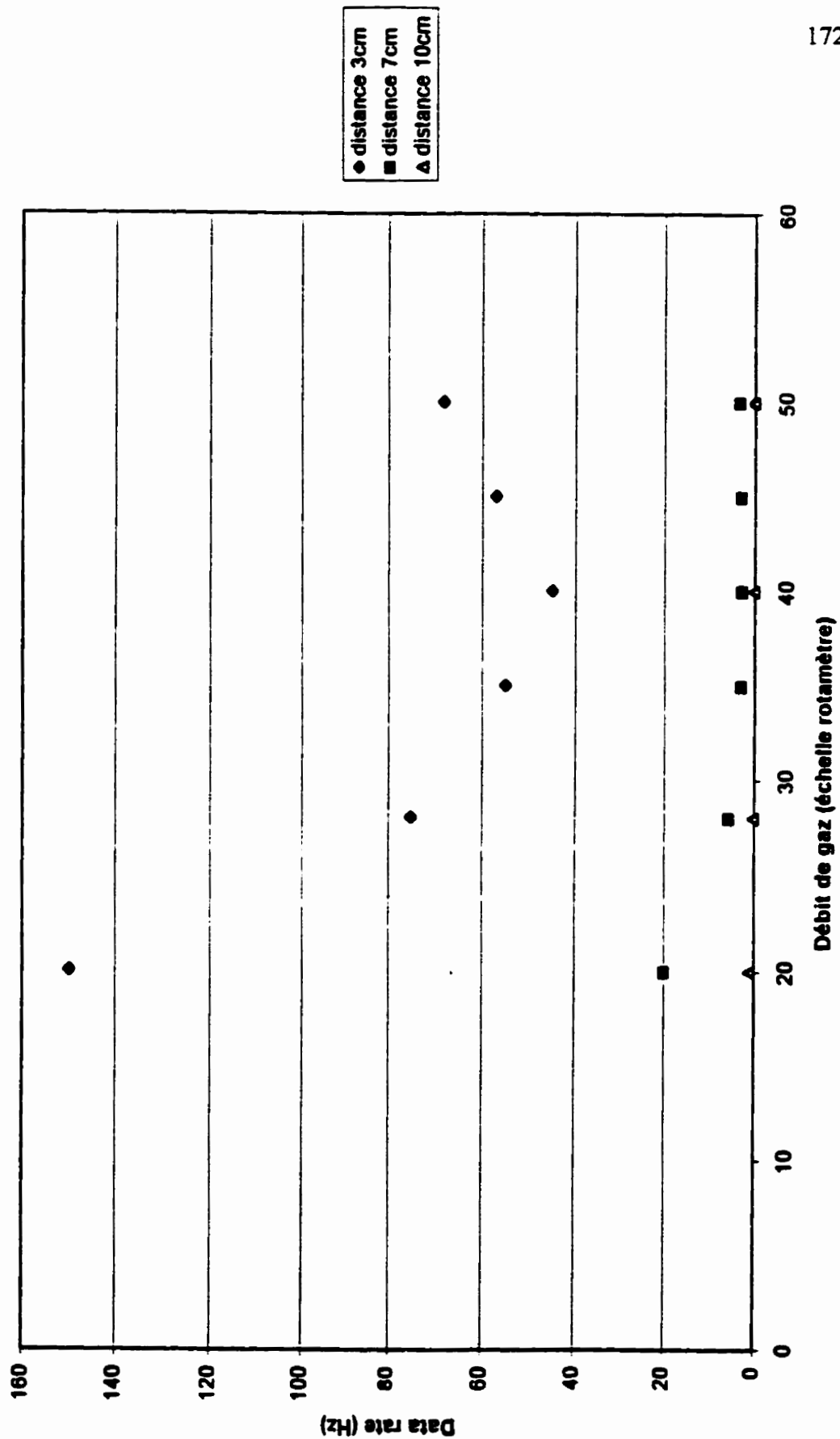
entreposé dans un dessiccateur. Les résultats obtenus avec ces PSP ont été très mauvais (voir la section se rapportant aux tests effectués sur la colonne du cinquième étage).

3. Après la première vidange de l'eau contenant des PSP et après le nouveau remplissage, des signaux étaient obtenus avant même que l'eau de la colonne à bulles ne soitensemencée par des PSP. En effet, les PSP reste "emprisonnées" quelque part dans la colonne à bulles. Les parois de la colonne ont été nettoyées en profondeur, mais des PSP apparaissent quand même dans l'eau au cours du remplissage de la colonne. Les PSP doivent se déposer dans le distributeur à gaz lors des vidanges de la colonne. Ces PSP donne des fréquences d'acquisition trop élevées lors de la mesure de la vitesse du liquide, donc des pourcentages de validation très faibles (voir résultats présentés plus loin) et des distributions de vitesse de mauvaises qualités (voir résultats présentés plus loin). Il est donc important d'éliminer ce problème. Alors :

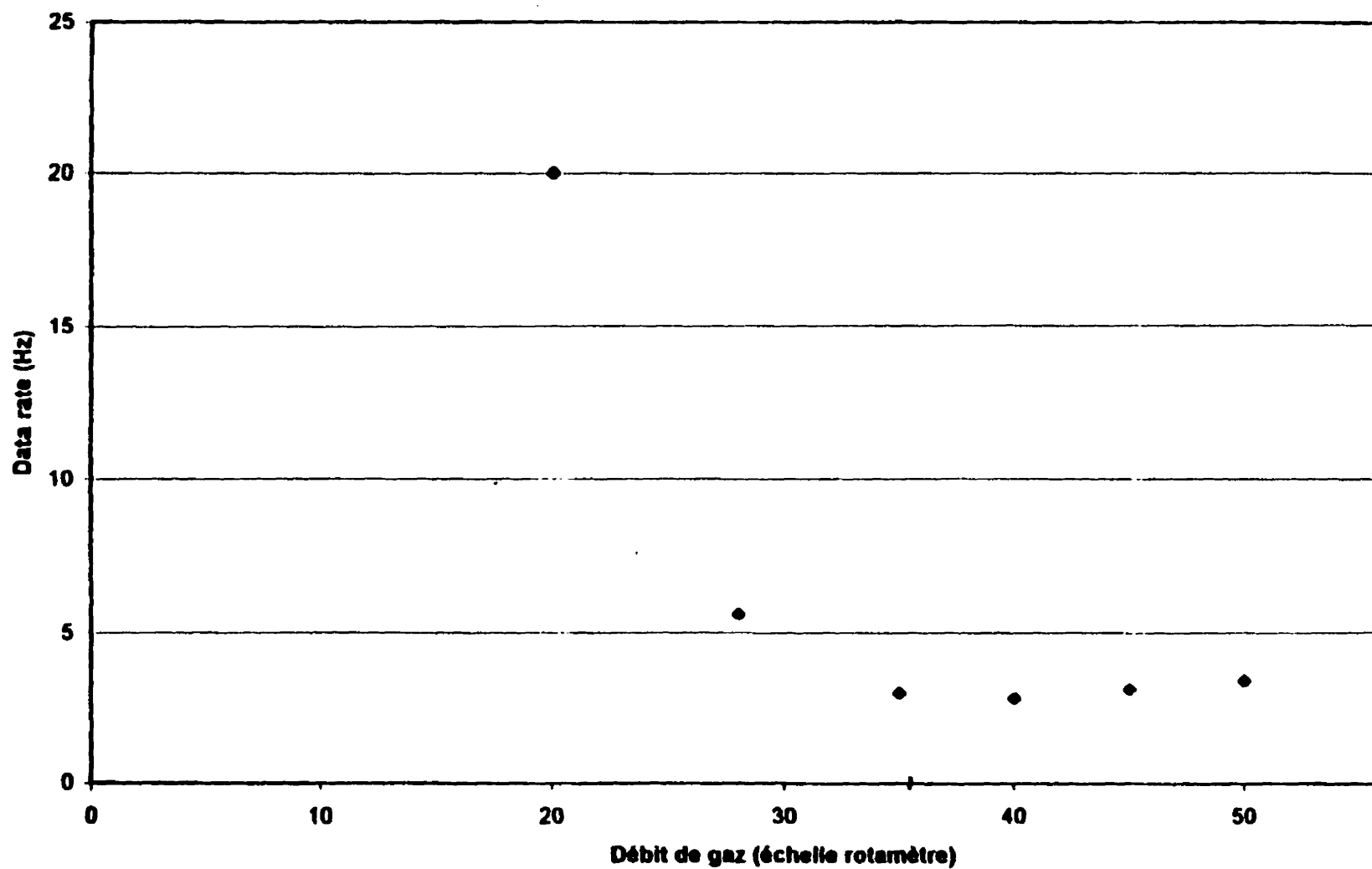
Décision : démonter la colonne à bulles et nettoyer le distributeur à gaz.



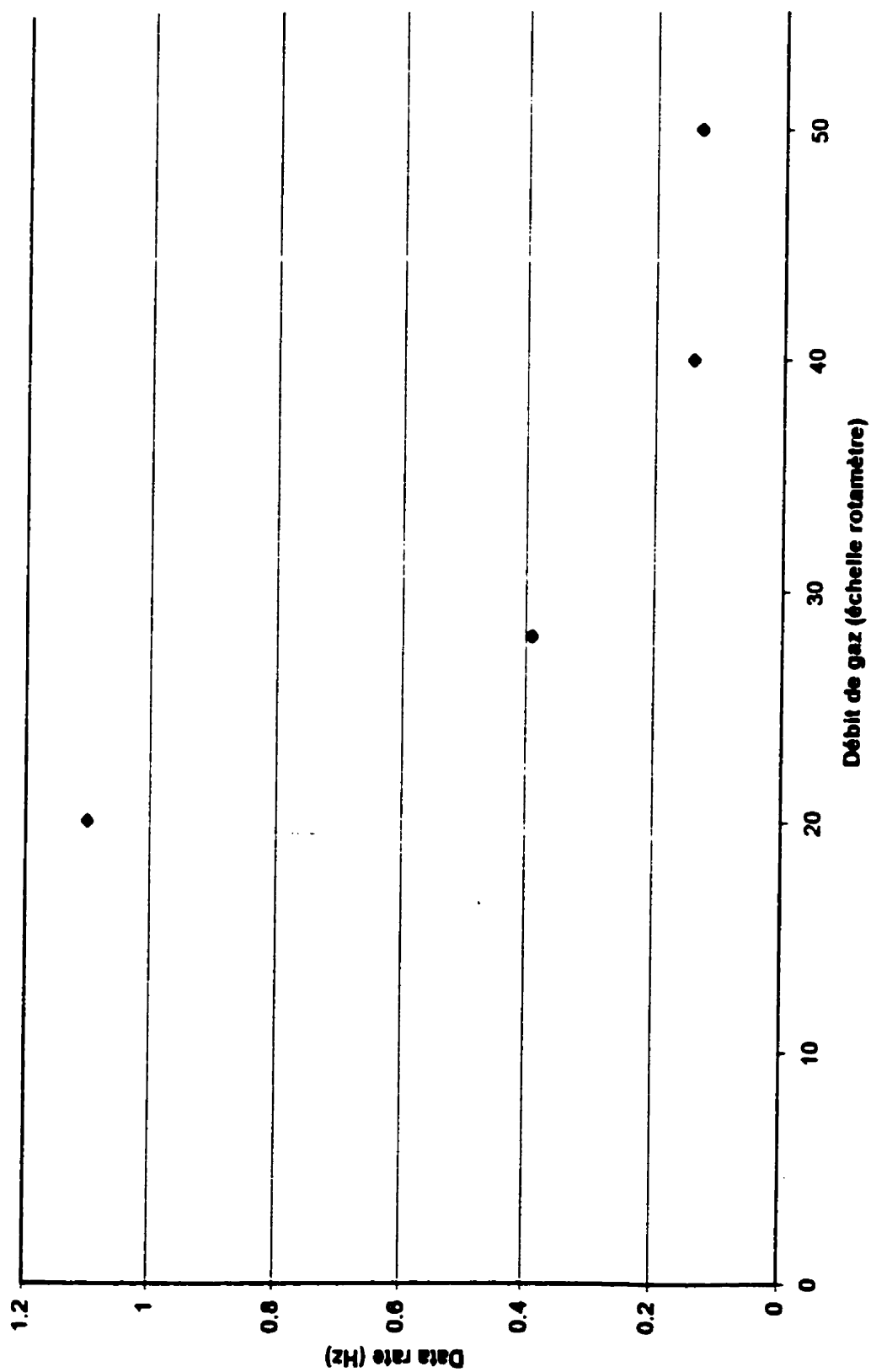
**Figure 5 : Effet du débit de gaz et de la position du volume de mesure par rapport à la parois sur la fréquence d'acquisition**



**Figure 6 : Fréquence d'acquisition vs débit de gaz - distance à la parois d'approximativement 6.5 à 7.0 cm**



**Figure 7 : Fréquence d'acquisition vs débit de gaz - distance de la parois  
d'approximativement 10.0 cm (centre colonne)**

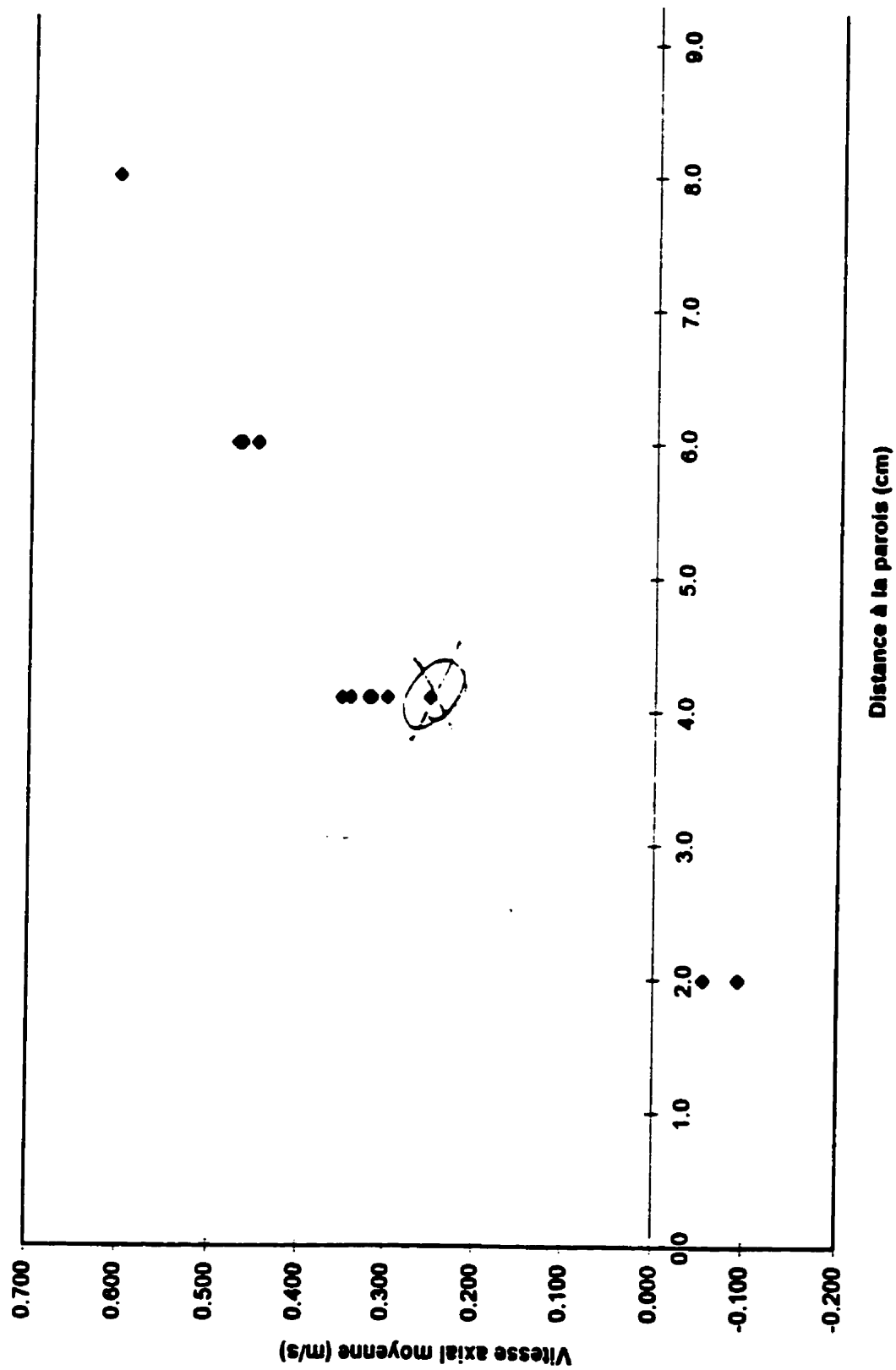


La suite du texte présente les résultats obtenus lors de la mesure de la vitesse du liquide dans la colonne à bulle. Sauf indication contraire, les paramètres de sélection utilisés pour mesurer la vitesse du liquide sont : nombre de frange acceptée entre 10 et 36 franges, filtration signal sur bruit de  $-3$  dB et voltage au photomultiplicateur de 1300 V.

Voici les résultats obtenus lors du premier ensemencement du liquide par les PSP. La figure 8 montre le profil radial des vitesses axiales moyennes du liquide ; les positions représentent la distance à la paroi et non pas la position par rapport au centre de la colonne. Dans l'ensemble, la parti de profil obtenu est plausible et ressemble à celle obtenu à l'aide des poussières de sable même si la vitesse superficielle de gaz utilisée est différente. La position à laquelle la vitesse moyenne nulle est observée sur la figure 8 est semblable à celle observée à partir des résultats obtenus avec les poussières de sables. De plus, la plupart des articles font référence que cette position se situe souvent entre 70 et 80 % du rayon de la colonne comme observé ici. Une vitesse moyenne à la position de 4.1 cm peut-être éliminée. En effet, la vitesse moyenne de 0.25 m/s peut-être éliminé car lors de l'acquisition la fréquence d'acquisition était d'une quarantaine de Hz et le nombre d'échantillon de 3000. Pour une fréquence d'acquisition supérieure à 10 Hz, il est suggéré par A. Benaissa d'obtenir un nombre d'échantillon de 5000. C'est le nombre d'échantillon qui a été obtenu pour les autres distributions mesurées à cette position. Ces résultats sont assez bien reproductibles avec un rapport écart-type sur moyenne des vitesses moyennes de 6.5 %. Afin de réduire ce pourcentage, il serait possible d'augmenter le nombre d'échantillon pour une distribution. Les vitesses moyennes mesurées à 6.0 cm de la paroi

semble être plus reproductible qu'à 4.1 cm (rapport écart-type sur moyenne de 2.7 %). C'est normal étant donné que la fréquence d'acquisition est de 8 Hz et le nombre d'échantillon de 3000. Ainsi, malgré la différence de particule utilisée, la fréquence d'acquisition et le nombre d'échantillon à atteindre pour chacune des distributions reste inchangé.

**figure 8 : Profil radial de vitesse axial et reproductibilité des résultats**



La figure 9 présente le profil radial de l'écart-type des distributions de vitesse pour la même vitesse superficielle de gaz que pour la figure 8. L'allure du profil ressemble à celui obtenu à l'aide des poussières de sable et à ceux retrouvés dans la littérature. La turbulence est ainsi plus élevée à la position où la vitesse moyenne du liquide change de direction.

La figure 10 montre l'évolution de la fréquence d'acquisition selon la position à la paroi (donc au laser). Il est apparent que les fréquences d'acquisition à 2.0 cm sont trop élevées, soit 506 et 652 Hz. Ces fréquences élevées donnent de mauvais résultats comme montré plus loin. Il est possible de s'en apercevoir en observant le pourcentage d'écart entre les deux moyennes montrées à la figure 8, soit environ 50 %. Le profil de la fréquence d'acquisition selon la distance à la paroi semble être exponentiel. Ceci valide la méthode expliquée précédemment afin de conserver une fréquence d'acquisition de 10 Hz.

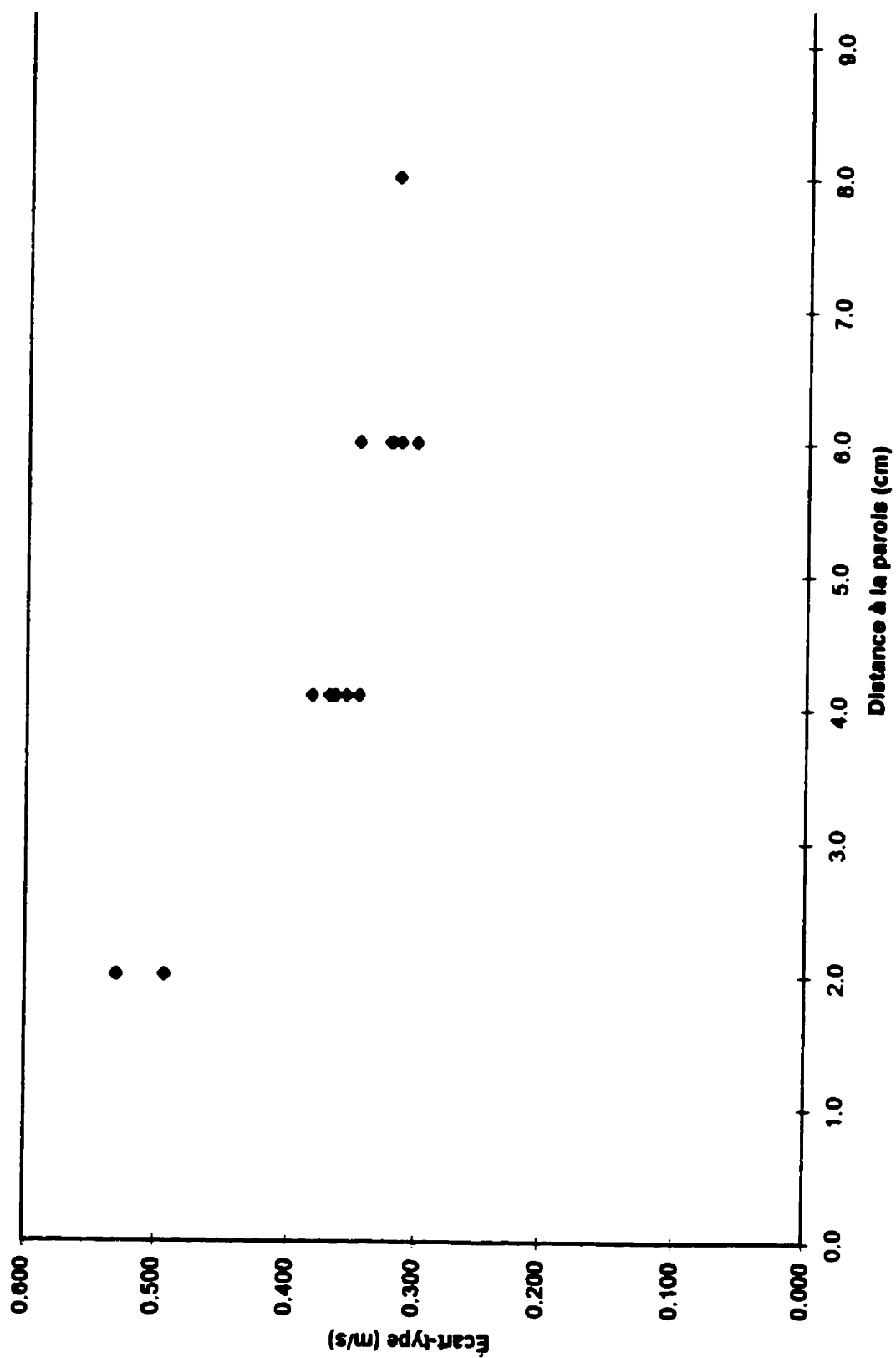
Voici les résultats obtenus après les rinçages de la colonne. La figure 11 montre une distribution de vitesse axiale obtenue à 1.5 cm de la paroi. La distribution n'est pas uniforme mais la valeur de la vitesse moyenne est plausible, soit  $-0.03$  m/s. Quatre distributions semblent apparaître. Les distributions aux vitesses les plus élevées sont probablement dû à la trop grande fréquence d'acquisition, soit 531 Hz. L'effet d'une telle fréquence d'acquisition est un faible pourcentage de validation, soit 1.11 % (269281 échantillons au total et seulement 3000 échantillons validés). En fait, lorsque la fréquence d'acquisition est très élevée, la probabilité qu'un mauvais signal soit considéré comme valide est plus élevée. Des groupes de particules qui passe dans le

volume de mesure vont donner l'apparence d'une grande vitesse. Il est également possible que les PSP soient entraînés dans les tourbillons à grande vitesse situés à proximité des bulles. Les poussières de sable ne pouvaient peut-être pas tracer ces tourbillons étant donné que leur diamètre est plus grand que celui des PSP. Cependant, l'explication la plus plausible est la trop grande fréquence d'acquisition. En augmentant la sévérité de la validation par la section par nombre de frange, les grandes vitesses sont éliminées de la

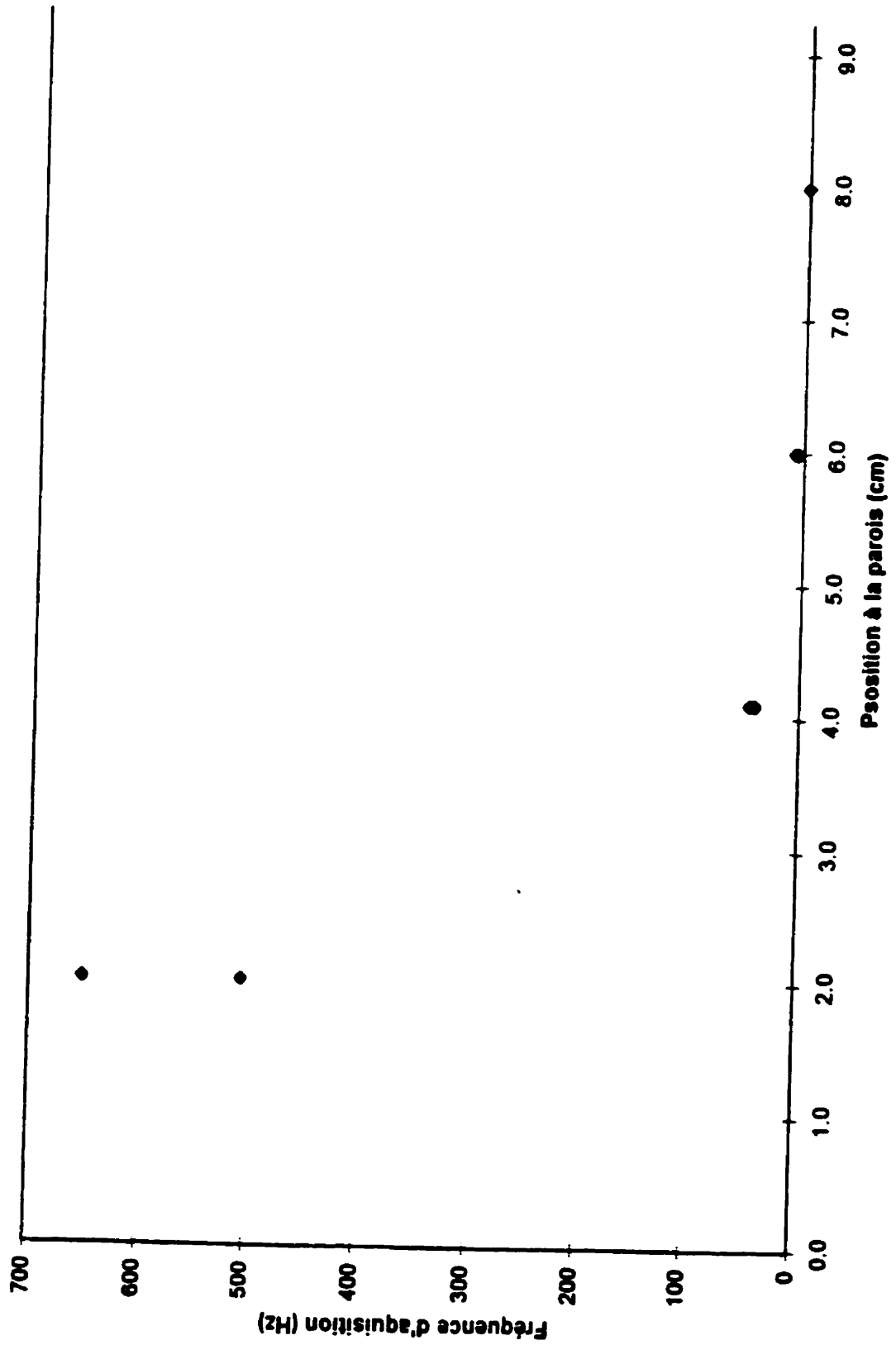
Insérer figure 9 : profil écrat-type



Figure 9 : Écart-type de la vitesse axial et reproductibilité des résultats



**Figure 10 : Fréquence d'acquisition selon la position à la parois**



distribution. La figure 12 montre ce résultat obtenu avec un nombre de frange accepté de 20 à 36. Les vitesses les plus élevées devaient donc être dû au passage des groupes de PSP. La vitesse moyenne de 0.23 m/s ne correspond pas cependant à une valeur plausible pour un point situé à 1.5 cm de la paroi. L'augmentation de la sévérité du critère de sélection par nombre de frange n'est donc pas suffisante. Afin d'obtenir des résultats plausibles il faut alors réduire la fréquence d'acquisition en éliminant le problème des PSP qui reste emprisonné dans la colonne.

La figure 13 montre la distribution de vitesse axiale mesurée à 1 cm de la paroi. (Le nombre de frange accepté est de 20 à 36.) La faible densité de la distribution est simplement dû à un faible nombre d'échantillon, soit 241. Le faible pourcentage d'échantillon validé (0.07 %) causé par une fréquence d'acquisition élevée (710 Hz) donnait un temps d'acquisition trop élevé. L'acquisition a été stoppée principalement parce que la valeur moyenne aurait dû être négative mais elle est de 0.12 m/s. La fréquence d'acquisition élevée induit réellement des valeurs erronées. Un effet de parois induit aussi probablement des erreurs. Cet effet de parois a été détecté lors des tests effectués sur le lit triphasique du cinquième étage (voir section qui s'y rattache).

Les résultats d'un autre test effectué dans les mêmes conditions que A. Benaissa a utilisé sont présentés à la figure 14. À cette position de 1 cm et à cette vitesse superficielle de gaz de 0.009 m/s (10 sur l'échelle du rotamètre), une vitesse de liquide de  $-0.09$  m/s a été

trouvée avec les poussières de sable. La figure 14 montre une vitesse moyenne de 0.15 m/s, valeur tout à fait impossible dans ces conditions.

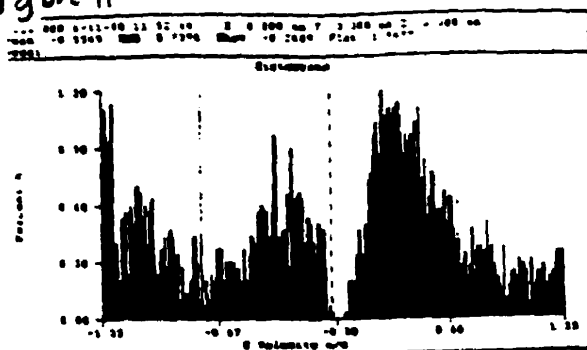
La figure 15 montre une distribution de vitesse axiale mesurée à 5.7 cm de la paroi et à une vitesse superficielle de gaz de 0.020 m/s (20 sur l'échelle du rotamètre). La fréquence d'acquisition est de 5.8 Hz. La distribution a une forme convenable étant donné qu'elle n'est constituée que de 1014 échantillons. Il y a peu de vitesse négative dans le centre de la colonne comme il était possible de s'y attendre. Il est difficile de savoir si la valeur moyenne est bonne mais elle a du sens. Pour un rapport de vitesse superficielle de gaz de 2.2 (0.02/0.009) le rapport de vitesse du liquide est de 1.9 (0.48/0.25). La figure 16 montre la vitesse mesurée au cours du temps. Les pics de vitesses élevées, tant positives que négatives, indiqueraient le passage des bulles. En effet, ces grandes vitesses sont dû au sillage des bulles (tourbillon du liquide à haute vitesse). Il serait donc possible de différencier la vitesse du liquide dans le mélange ("bulk") et celle située près des bulles. Ceci sera vérifier dans la colonne du cinquième étage.

La comparaison entre la vitesse du liquide et celle des bulles mesuré avec l'anémomètre laser amène à une observation étrange, soit que la vitesse moyenne du liquide est plus grande que celle des bulles pour un débit de gaz et une position donné. La vitesse moyenne du liquide à 4.3 cm de la paroi et à une vitesse superficielle de gaz de 0.027 m/s est de 0.44 m/s avec un écart-type de 0.52 m/s. Celle des bulles, pour les mêmes conditions, est de 0.20 m/s avec un écart-type de 0.32 m/s. (La fréquence d'acquisition est de 12 et 3.8 Hz

respectivement.) Avant de prétendre à un phénomène dû à l'écoulement il faudra vérifier les paramètres de sélection utilisés.

Décision 1 : suite à ces résultats, il a été décidé de vérifier les paramètres de sélection recommander étant donné qu'ils ont été obtenus avec les poussières de sable. En effet, les caractéristiques des poussières de sable et des PSP sont différentes et peuvent produire des signaux différents. Il peut y avoir des différences au niveau de l'intensité du signal émis par les particules et au niveau de leur taille en regard de celle des franges d'interférence. Ceci s'est déjà fait en parti sur la colonne du cinquième étage sur laquelle il est possible de faire écouler l'eau sans présence de bulles. De plus, ces résultats vont permettre de validé la méthode de discrimination de la vitesse des bulles de celle du liquide en jouant sur les paramètres de sélection.

Figure 11



# échantillon : 269281

# éch. valide : 3000

% validation : 1,11%

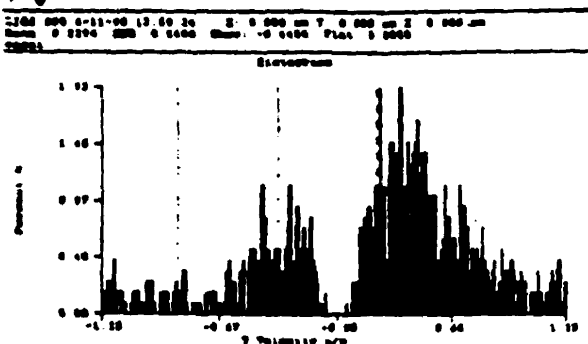
Data rate : 530,95 Hz

Conditions : - opératoire : - durée : 1,47 cm

- débit : 0,027 m/s

- laser : - condition pour liquide

Figure 12



# échantillon : 404688

# éch. valide : 1039

% validation : 0,27%

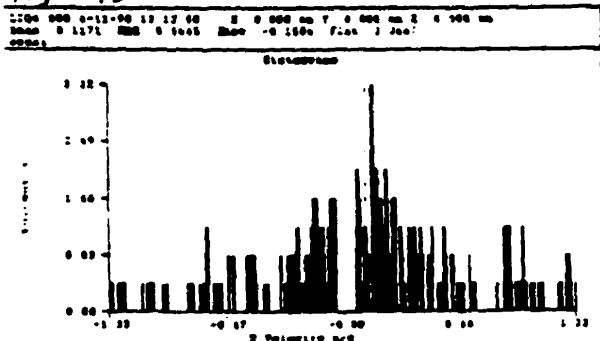
Data rate : 658,23 Hz

Conditions : - opératoire : - durée : 1,47 cm

- débit : 0,027 m/s

- laser : condition pour liquide  
mais : 20-36 Arroyés

Figure 13



# échantillon : 345744

# éch. valide : 241

% validation : 0,070%

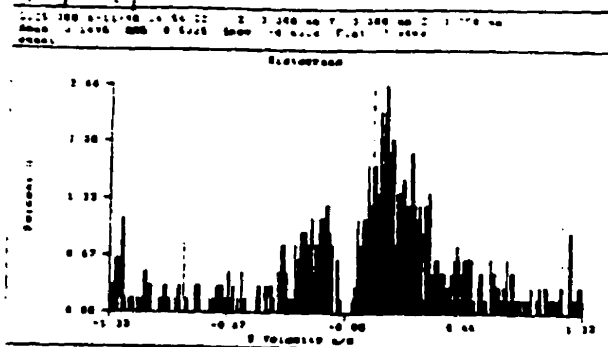
Data rate : 710 Hz

Conditions : - opératoire : - durée : 0,96 cm

- débit : 0,027 m/s

- laser : - condition pour liquide  
mais 20-36 Arroyés

Figure 14



Bicount. No. 5155033

# 124 valid: 638

% validation: 0,012%

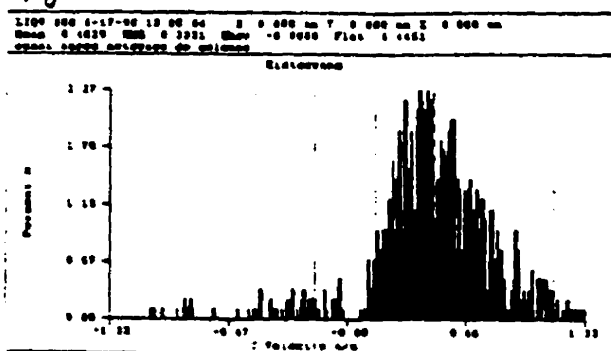
Data rate: 1 297 Hz

Condition - operation: dist: 0,96 cm

dilat: 0,0070 m/s

- (case: condition pour liquide  
 mais 70 à 36 degrés)

Figure 15



Bicount. No. 2784

# 124 valid: 1014

% validation: 86,42%

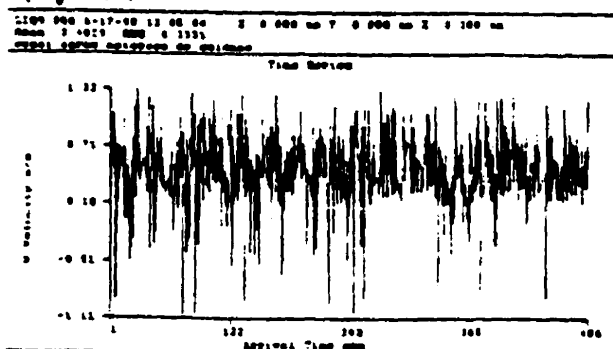
Data rate: 5,8 Hz

Condition: operation - dist: 5,7 cm

- dilat: 0,020 m/s

- (case: condition pour liq.)

Figure 16



même résultats qu'à la Figure 15

Décision 2 : il faut démonter le distributeur à gaz et le nettoyer afin d'enlever les PSP. Cette entretient est de toute façon souhaitable car une poussière verte y sortent lors des opérations de séchage de la colonne. Il faudrait de plus trouver une méthode afin que le liquide ne passe plus par le distributeur à gaz lors des opérations de vidange.

N.B.: Avant de décider de démonter le distributeur à gaz, des tests de solubilité ont été effectués afin de dissoudre les PSP. La fiche signalétique des PSP indique que ces particules sont solubles dans des acides minéraux et du phénol. Étant donné que le phénol est très toxique, les tests ne se sont fait qu'avec les acides. Les tests de solubilité se sont fait dans un bécher de 300 ml et avec des solutions d'acide chlorhydrique (5 %) et sulfurique (10 %). Les PSP n'ont pas été solubilisés par aucune de ces solutions. Une solution plus concentrée pourrait accélérer la corrosion de la tuyauterie.



## **Tests effectués sur la colonne du cinquième étage**

### ***Préparatifs à l'utilisation de la colonne du cinquième étage***

Quelques préparatifs avant l'utilisation de la colonne du cinquième étage devaient être réalisés. Les voici :

- La colonne a été démontée afin d'enlever les billes pour obtenir un lit à une ou deux phases.
- Le distributeur à gaz a été nettoyé (enlever le calcaire).
- L'eau de la colonne fuyait. Elle a été rendue plus étanche (il y a encore quelques pertes d'eau, mais elles sont négligeables devant le débit qui passe dans la colonne).
- La calibration des rotamètres à eau a été effectuée.

### ***Description du montage et bref aspect théorique***

La colonne a une hauteur de 122 cm à partir du distributeur à gaz et un diamètre interne de 10.7 cm. Le laser a été installé sur une structure de métal de telle sorte que le point de mesure est à une hauteur de 72.2 cm du distributeur. La position du point de mesure par rapport à la paroi a été déterminée à partir de l'équation 2, mais ajusté à la nouvelle distance entre le support et la paroi externe de la colonne. Voici cette équation

$$L_m = 47.2 - 1.3L_{sup} \quad (4)$$

À partir d'un bilan de quantité de mouvement, il est possible de trouver une équation qui prédit le profil radial de vitesse axial (référence : Bird, Stewart et Lightfoot, Transport Phenomena) en régime permanent et établit :

$$V(r) = \frac{2Q}{\pi R^2} \left( 1 - \left( \frac{r}{R} \right)^2 \right) \quad (5)$$

Où  $V$  est la vitesse axiale,  $r$  est la position sur le rayon,  $Q$  est le débit volumique et  $R$  est le rayon de la colonne.

En utilisant le nombre de Reynolds ( $Re$ ) pour un tuyau cylindrique et la limite pour atteindre le régime turbulent de  $Re = 2100$ , on obtient que le débit doit être inférieur à  $0.00018 \text{ m}^3/\text{s}$  (vitesse de  $0.020 \text{ m/s}$ ) afin de rester dans le régime laminaire.

### **Résultats et discussions**

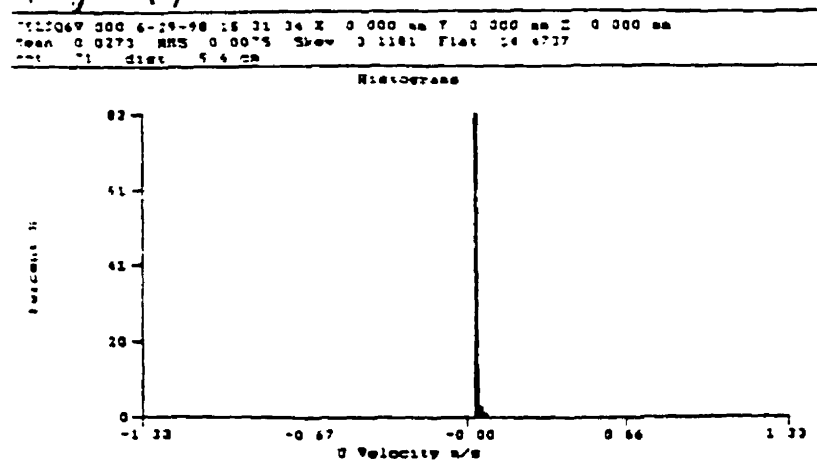
Les premiers tests consistaient à vérifier si un signal pouvait être perçu par le laser avant l'injection de PSP et avec les paramètres de sélection proposés par le post-doc. Aucun signal n'est perçu dans le centre de la colonne. Cependant, des signaux sont captés lorsque le point de mesure est à  $1.4 \text{ cm}$  de la paroi la plus près du laser. Ces signaux sont de mauvaises qualités (peu validé) et les valeurs validées n'ont pas de sens. Ceci doit être dû aux failles dans la paroi qui dévie les faisceaux. Une façon simple d'éliminer ces signaux est de réduire le voltage au photomultiplicateur. Le voltage utilisé dans ces zones était de  $1200 \text{ Volts}$  au lieu de  $1300 \text{ Volt}$ .

Étant donné les problèmes d'agglomération des PSP causés par l'humidité, celles-ci ont été chauffées pendant près de  $24 \text{ heures}$  à une température de  $54 \text{ }^\circ\text{C}$  (rappel : sur la fiche signalétique il est écrit que la température doit être inférieure à  $60 \text{ }^\circ\text{C}$ ). Le séchage n'a pas

été efficace. En effet, la masse initiale du contenant (soucoupe standard d'aluminium) et des PSP était de 5.2984 g et celle finale de 5.2810 g, soit une différence de 0.3 %. Les PSP ont été ensuite entreposés dans un dessiccateur. Ces PSP ont donné de mauvais signaux. Sur 4368 échantillons, seulement un était considéré comme valide. Les résultats ont été meilleurs avec les PSP non chauffés.

Le débit utilisé était de  $0.00015 \text{ m}^3/\text{s}$ . Le point de mesure était au centre de la colonne. La vitesse qui devrait être obtenue et calculée à l'aide de l'équation 5 est de 0.033 m/s. Les particules injectées étaient les PSP non chauffées. Trois distributions de vitesses différentes ont été obtenues et leur moyenne, affiché sur le graphique de l'acquisition, sont 0.0325, 0.0336 et 0.0336 m/s. La figure 17 montre une des distributions obtenues. Sa forme est typique du régime laminaire. Il y a cependant un problème. Les deux vitesses principales

Figure 17



mesurées sont 0.024 m/s (plus nombreuses) et 0.037 m/s. La première valeur est très différente de la valeur qui devrait être obtenu (27 % de différence). De plus, le manuel du logiciel indique qu'il peut calculer la moyenne de deux façons, soit faire une moyenne arithmétique ou faire une moyenne pondérée à l'aide du temps de passage des particules dans le volume de mesure ( $\text{moyenne} = \frac{\sum[(\text{temps de passage})_i * (\text{vitesse mesurée})_i]}{\sum[(\text{temps de passage})_i]}$ ). Ainsi, aucune de ces deux moyennes calculées à l'aide du logiciel Excel ne correspond aux valeurs affichées sur le graphique de l'acquisition. Le logiciel d'acquisition calcul la moyenne d'une troisième façon qui n'est pas indiqué dans le manuel du logiciel. Il faudra donc déterminer quelle moyenne sera utiliser.

La figure 18 montre les résultats obtenus jusqu'ici sur le profil de vitesse. Le profil obtenu de l'équation 5 est comparé aux trois types de vitesse moyenne mesuré avec l'anémomètre laser. Il y a donc effectivement une différence entre les types de moyennes. En outre, ce n'est que la vitesse moyenne affiché sur le graphique de l'acquisition et mesuré au centre de la colonne qui correspond au profil théorique. Même si les vitesses moyennes semble erronées, la forme de leur distribution semble normale. Les figures 19 et 20 montrent ces distributions. Le profil doit être complété avant de déterminer si ce profil mesuré est dû à l'écoulement dans la colonne ou à une mauvaise utilisation du laser. Un test de coloration du liquide a cependant été réalisé et les résultats sont présentés à la prochaine section.

### ***Test de coloration du liquide – traçage du profil parabolique***

Du Fluorescein dilué dans de l'eau a été utilisé afin de tracer le liquide pour voir si le profil est parabolique ou pas. Le colorant était bien visible dans la colonne, mais l'interprétation

en était plutôt difficile. Il semblerait cependant que le profil n'est pas vraiment parabolique au débit de  $0.00015 \text{ m}^3/\text{s}$  utilisé. À un débit de  $0.000041 \text{ m}^3/\text{s}$ , le profil parabolique semble s'établir très haut dans la colonne (plus haut que le point de mesure). Afin de valider les mesures, il faudra donc mesurer le profil de vitesse et l'intégrer sur la section pour en calculer le débit et le comparer à celui mesuré à l'aide du rotamètre.

**Figure 18 : comparaison des types de moyenne de la vitesse axial du liquide**

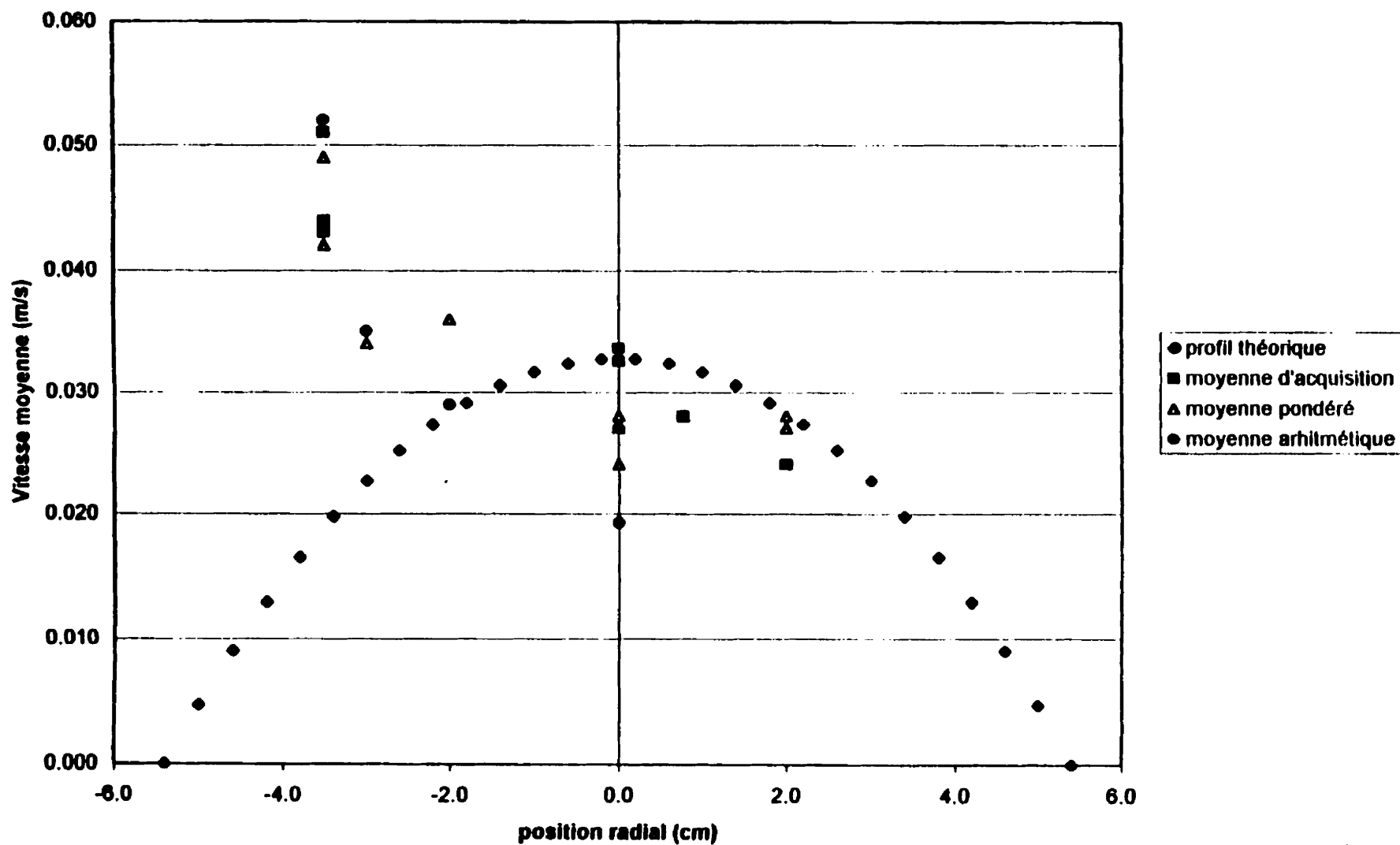


Figure 19

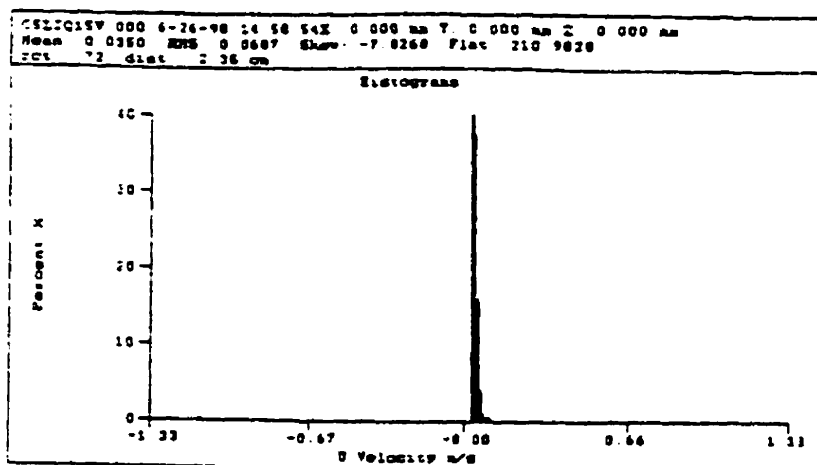
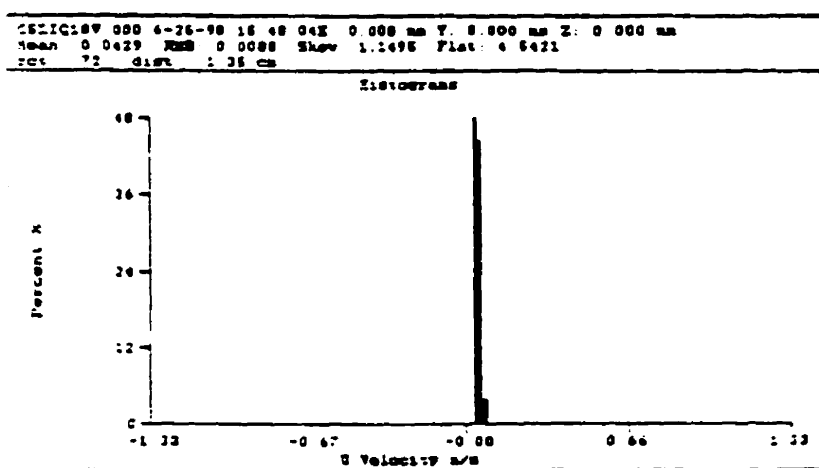


Figure 20





## **SUITE DU TRAVAIL**

Il est important de mentionner que le laser est présentement en la possession des gens du CRASP. Ils devraient l'utiliser jusqu'à la semaine du 20 juillet 1998. Pendant cette période c'est l'anémomètre par impulsion thermique qui sera utilisé.

### **Anémomètre laser par effet Doppler**

#### ***Colonne du cinquième étage***

Il faudra donc :

- Vérifier les paramètres de sélection pour le liquide à un débit d'eau plus faible et/ou comparé les débits calculés à partir du profil et du rotamètre comme discuté plus haut.
- Vérifier si le signal d'une bulle est validé avec les paramètres de sélection utilisés pour le liquide sans injection de PSP.
- Vérifier les paramètres de sélection pour les bulles en injectant quelques bulles dans le liquide.
- Vérifier, dans la colonne contenant du liquide en cuvé, les paramètres de sélection pour les bulles. Cela en calculant la vitesse moyenne des bulles basés sur le profil de la vitesse des bulles mesuré avec l'anémomètre laser. Cette vitesse moyenne peut être comparée à la vitesse moyenne des bulles calculé à partir de la vitesse superficielle du gaz mesuré avec le rotamètre à gaz et de la mesure du taux de vide.
- Vérifier si le signal des PSP est validé avec les paramètres de sélection utilisés pour les bulles sans injection de bulles.

- Vérifier le signal obtenu à partir de l'eau prélevée dans la colonne à bulle du sixième étage (vérification de la qualité des PSP restés emprisonnés dans la colonne à bulles).
- Analyser l'évolution de la vitesse du liquide dans le temps avec et sans bulle en régime turbulent ; vérification de l'observation concernant le liquide situé près des bulles (figure 16).

### ***Colonne du sixième étage***

Il faudra donc :

- Démonter le distributeur à gaz et le nettoyer afin d'y enlever les PSP restés emprisonnés.
- Obtenir (enfin !) des résultats sur la colonne à bulles du sixième étage en utilisant les méthodes expliquées précédemment pour la phase liquide et gazeuse.

### **Anémomètre par impulsion thermique**

Le générateur utilisé pour l'anémomètre a été réparé par Robert Delisle. Alors,

- Faire les tests finaux pour Richard Caron afin de compléter ces analyses. Ces résultats seront obtenus dans des conditions qui permettront de les utiliser pour la proposition de l'article.
- Obtenir les résultats qui seront utilisés dans la proposition de l'article et comparés à ceux obtenus de l'anémomètre laser.

## **Autre**

Il faudra donc :

- Vérifier que le taux de vide n'est pas affecté par les PSP et le chlorure de potassium (anémomètre par impulsion thermique). (Je me suis familiarisé avec la mesure du taux de vide (incluant la calibration) en comparant mes résultats avec ceux de Caroline Hyndman.)

## **ANNEXE B – FICHE SIGNALITIQUE DES PSP**

**01 - IDENTIFICATION OF THE SUBSTANCE AND THE COMPANY**

PRODUCT NAME	POLYAMID SEEDING PARTICLES (PSP)
PRODUCT No.	38A21xx
SUPPLIER	DANTEC/invent    Measurement    Technology
GmbH	
	Am Weichselgarten 21
	D-91058 ERLANGEN
	GERMANY
	Tel.: +49 9131 77760
	Fax. +49 9131 777666
	e-mail:
Emergency telephone number	+49 9131 77760

**02 - COMPOSITION / INFORMATION ON INGREDIENTS**

CAS	25038-74-8 (Polymer)
EINECS	Conforms (Polymer)
CHEMICAL NATURE	
OF THE PREPARATION	POLYAMIDE 12
	Presence of additives
GRADES	PSP-5, PSP-20, PSP-50

### 03 - HAZARDS

MOST IMPORTANT HAZARDS

-

PHYSICAL AND

CHEMICAL HAZARDS

Thermal decomposition giving toxic products

### 04 - FIRST AID MEASURES

INHALATION

Inhalation of vapours due to thermal

decomposition:

- Move to fresh air.

- Consult a doctor.

SKIN CONTACT

Cool skin rapidly with cold water after contact  
polymer.

with molten

- Remove the product with a mineral oil.

- In case of adhesion, do not try to remove the

product.

- Consult a doctor.

**EYE CONTACT**

with molten

Cool eyes rapidly with cold water after contact polymer.

- Remove the product with a mineral oil.

product.

- In case of adhesion, do not try to remove the

- Consult an ophthalmologist.

**05 - FIRE FIGHTING MEASURES**

**SUITABLE EXTINGUISHING MEDIA** Water spray

**SPECIFIC HAZARDS**

Temperature above 400°C

Thermal decomposition giving toxic products:

Carbon monoxide

Formation of toxic products through combustion

(T > 600°C):

Traces of: Carbon monoxide - Hydrogen cyanide

(hydrocyanic acid) -

Hydrocarbons.

In the presence of an ignition source:

atmosphere if

Dust may form explosive mixture in the

concentrations are higher than 30 - 60 g/m<sup>3</sup>.

**SPECIFIC METHODS**

In case of fire nearby, remove stored material.

**SPECIAL PROTECTIVE EQUIPMENT****FOR FIREFIGHTERS**

In case of fire, wear a self-contained breathing apparatus.

**06 - ACCIDENTAL RELEASE MEASURES****PERSONAL PROTECTION**

Effective dust mask

Do not breathe vapours/dust.

**ENVIRONMENTAL PROTECTION**

Do not release into the environment.

**METHODS FOR CLEANING UP**

-

**Recovery**

Sweep up to prevent hazard of slipping

**Disposal**

Destroy the product by incineration

**07 - HANDLING AND STORAGE****HANDLING**

-

Technical measures / Precautions  
products:

Storage and handling precautions applicable to

**DUST FORMING**



machinery and at Provide appropriate exhaust and ventilation at places where dust can be generated.

Safe handling advice  
transfers in

Avoid accumulation of static discharges during metallic systems.

Avoid dust formation.

Prohibit sources of sparks and ignition - Do not smoke.

Keep well away from naked flames.

## STORAGE

-

Technical measures / Storage conditions Store away from moisture and heat to maintain the technical properties of the product.

Keep at temperatures below 60°C.

Remove all sources of ignition.

Provide electrical earthing and waterproof equipment.

## PACKAGING MATERIALS

-

Recommended

Paper bags lined with polyethylene

## 08 - EXPOSURE CONTROLS / PERSONAL PROTECTION

**PROTECTIVE PROVISIONS**

dust or vapours  
operations.

Provide ventilation of the premises, extraction of  
likely to be given off during conversion

**CONTROL PARAMETERS**

Exposure limits

-

Dusts:

FRANCE 1989: VME = 10 mg/m<sup>3</sup>

USA-ACGIH 1992: TLV-TWA = 10 mg/m<sup>3</sup>

**PERSONAL PROTECTION EQUIPMENT**

-

Respiratory protection

Effective dust mask

Hand protection

Gloves

Eye protection

Safety glasses

Skin and body protection

Antistatic boots

**09 - PHYSICAL AND CHEMICAL PROPERTIES**

PHYSICAL STATE (20°C)

solid (powder)

COLOUR

white

ODOUR

slight

pH	3 - 7.5 (aqueous suspension)
MELTING POINT / RANGE	175°C < T < 179°C (paste)
DECOMPOSITION TEMPERATURE	370°C
AUTOIGNITION TEMPERATURE	> 400°C
DENSITY	(20°C): 1020 kg/m <sup>3</sup>
BULK DENSITY	(20°C): 200 - 500 kg/m <sup>3</sup>
SOLUBILITY	-
Water	Insoluble
Solvents	Soluble in:  Mineral acids, Phenols  Insoluble in most organic solvents  Insoluble in:  Chlorinated solvents  Alkaline conditions
OTHER DATA	Granulometry:  PSP-5: 5 µm; PSP-20: 20 µm; PSP-50: 50 µm

## 10 - STABILITY AND REACTIVITY

CONDITIONS TO AVOID	Store protected from moisture and heat.
---------------------	---

Keep at temperatures below 60°C.

## HAZARDOUS DECOMPOSITION

### PRODUCTS

Temperatures above 400°C:

Thermal decomposition giving toxic products:

Carbon monoxide

Formation of toxic products through combustion

(T > 600°C):

Traces of: Carbon monoxide - Hydrogen cyanide

(hydrocyanic acid)

- Hydrocarbons.

### FURTHER INFORMATION

The product is stable at ambient temperature.

In the presence of an ignition source:

atmosphere if

Dust may form explosive mixture in the  
concentrations are higher than 30 - 60 g/m<sup>3</sup>.

## 11 - TOXICOLOGICAL INFORMATION

### ACUTE TOXICITY

-

Ingestion

Can be considered as:

Practically not harmful if swallowed.

**LOCAL EFFECTS**

-

**Inhalation**

Inhalation of vapours due to thermal

decomposition:

Irritating to ocular and respiratory mucous

membranes.

**Skin contact**

Can be considered as:

Non irritating to skin.

At high temperatures, products of thermal

decomposition can be

irritating to skin.

**Eye contact**

Can be considered as:

Non irritating to eyes.

At high temperatures, products of thermal

decomposition can be

irritating to eyes.

**12 - ECOLOGICAL INFORMATION****- NO INFORMATION AVAILABLE****13 - DISPOSAL CONSIDERATIONS**

DISPOSAL OF PRODUCT Destroy the product by incineration.

DISPOSAL OF PACKAGING Destroy packaging by incineration.

#### 14 - TRANSPORT INFORMATION

ADR / RID Not regulated.

IMDG Not regulated.

IATA Not regulated.

#### 15 - REGULATORY INFORMATION

EEC DIRECTIVE -

SAFETY DATA SHEETS D. 91/155/EEC amended by D. 93/112/EEC:

Dangerous substances and preparations

EC CLASSIFICATION / LABELLING -

HAZARDOUS SUBSTANCES Not classified as dangerous

INVENTORIES TSCA (USA): listed

#### 16 - OTHER INFORMATION

RECOMMENDED USE As tracer particles in liquid flows for  
investigations by means of laser Doppler anemometry or particle image velocimetry

This information applies to the PRODUCT AS SUCH and conforming to specifications of DANTEC/invent MT GmbH.

In case of formulations or mixtures, it is necessary to ascertain that a new danger will not appear.

The information contained is based on our best knowledge of the product, at the date of publishing and it is given quite sincerely.

Users are advised of possible additional hazards when the product is used in applications for which it was not intended. This sheet shall only be used and reproduced for prevention and security purposes.

The references to legislative, regulatory and codes of practice documents cannot be considered as exhaustive.

It is the responsibility of the person receiving the product to refer to the totality of the official documents concerning the use, the possession and the handling of the product for which he alone is responsible.

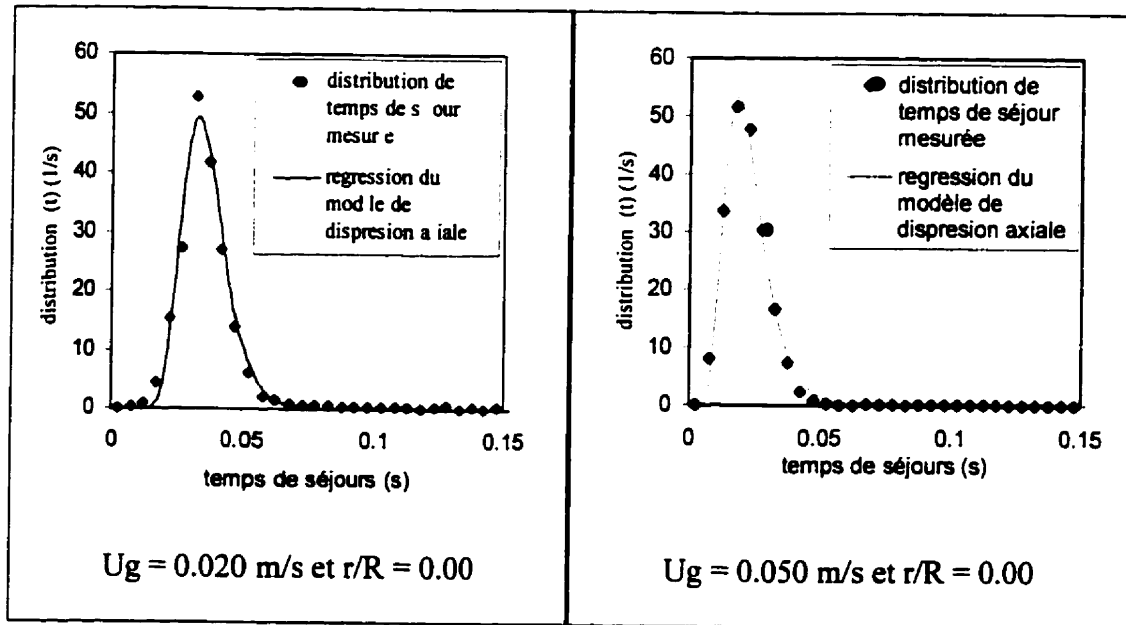
**End of document.**

**Number of page(s): 11**

## **ANNEXE C – EXEMPLES DE REGRESSION NON-LINÉAIRE DE LA DISTRIBUTION DE TEMPS DE SÉJOUR**



Exemples de régression des distribution de temps de séjour local :



Les régressions ont été réalisées avec la fonction de transfert du modèle de dispersion axial pour un système ouvert/ouvert :

$$f(t, L) = \frac{1}{2} \sqrt{\frac{P\hat{e}}{\pi \bar{t} t}} \exp\left(-\frac{P\hat{e}(\bar{t} - t)^2}{4\bar{t} t}\right) \quad (5.3)$$

**ANNEXE D – DISCUSSION SUR LE CALCUL DES  
DISTRIBUTIONS ADIMENSIONNELLES DE LA VITESSE  
ADIMENSIONNELLE DU LIQUIDE**

Cette annexe contient une discussion qui porte sur le calcul des distributions adimensionnelles de la vitesse adimensionnelle. La figure D1 montre les distributions moyennes (de  $r/R = 0.00$  à  $0.58$ ) de la vitesse du liquide. Pour  $U_g = 0.050$  m/s et  $0.078$  m/s, il manque une partie de la queue de la distribution. Pour  $U_g = 0.050$  m/s, la partie manquante de la queue n'a pas été considérée (négliger le restant de la queue). Ainsi, le calcul de normalisation et le calcul de la moyenne de cette distribution ont été réalisés directement sur la distribution montrée à la figure D.1. Pour  $0.078$  m/s, il est possible de s'apercevoir que la partie de la queue manquante est plus importante. Cette queue a donc été déterminée en extrapolant la distribution. Il donc été considéré, pour le calcul de la distribution montrée à la figure 4.7, que la fonction de la distribution vaut zéro à la vitesse du liquide de  $1.5$  m/s.

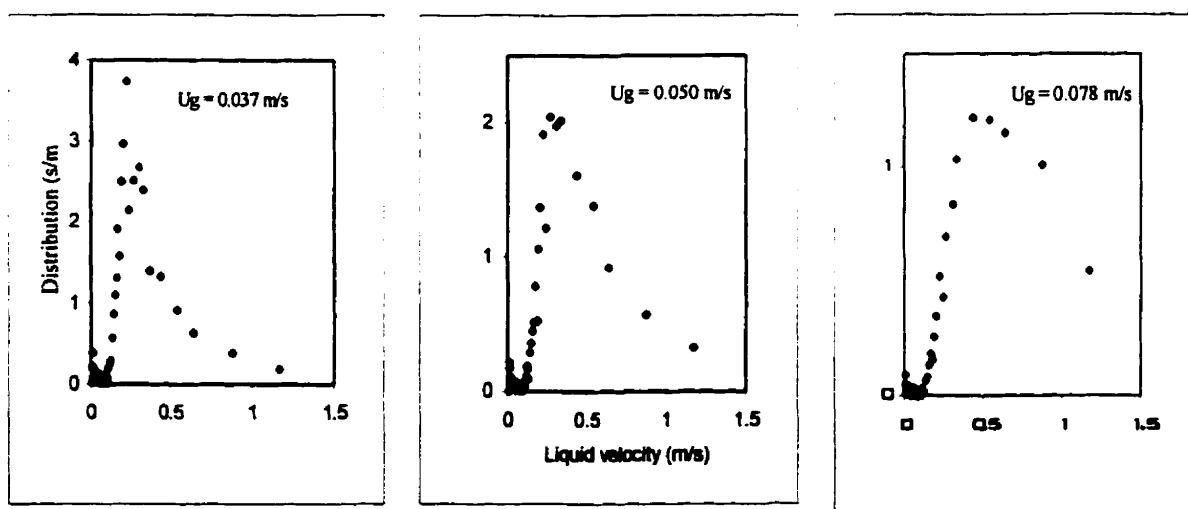


Figure D.1. distributions moyennes (de  $r/R = 0.00$  à  $0.58$ ) de la vitesse du liquide à trois vitesses superficielles du gaz.

Afin d'obtenir une indication de l'erreur commise à la figure 4.7, les distributions ont été construites d'une autre façon. Pour  $U_g = 0.050$  m/s, une extrapolation de la distribution a été faite de façon à estimer sa queue. La valeur de la fonction de la distribution a été supposée être zéro à la vitesse du liquide de 1.5 m/s. Pour 0.078 m/s, la queue n'a pas été considérée dans les nouveaux calculs. La page suivante contient les figures D.2 et D.3 qui représentent respectivement les distributions calculées de la première façon (figure 4.7) et les distributions obtenues de la deuxième façon. Les deux résultats sont différents, mais pas suffisamment pour contredire la discussion faite au chapitre 4.

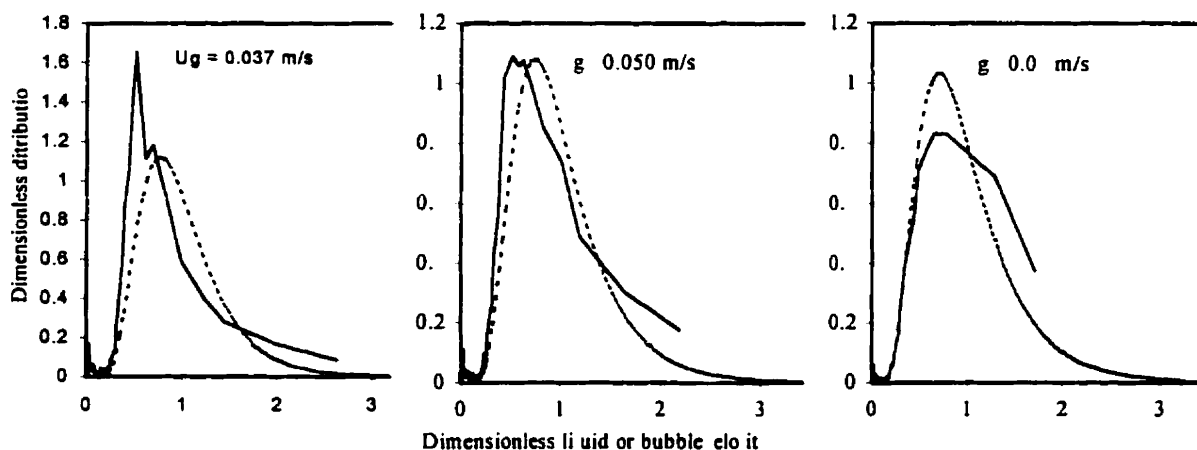


Figure D.2 : comparaison entre les distributions adimensionnelles de la vitesse adimensionnelle absolue des bulles et de celles de la vitesse adimensionnelle du liquide pour trois vitesses superficielles du gaz. Les distributions adimensionnelles sont les mêmes que celles montrées à la figure 4.7.

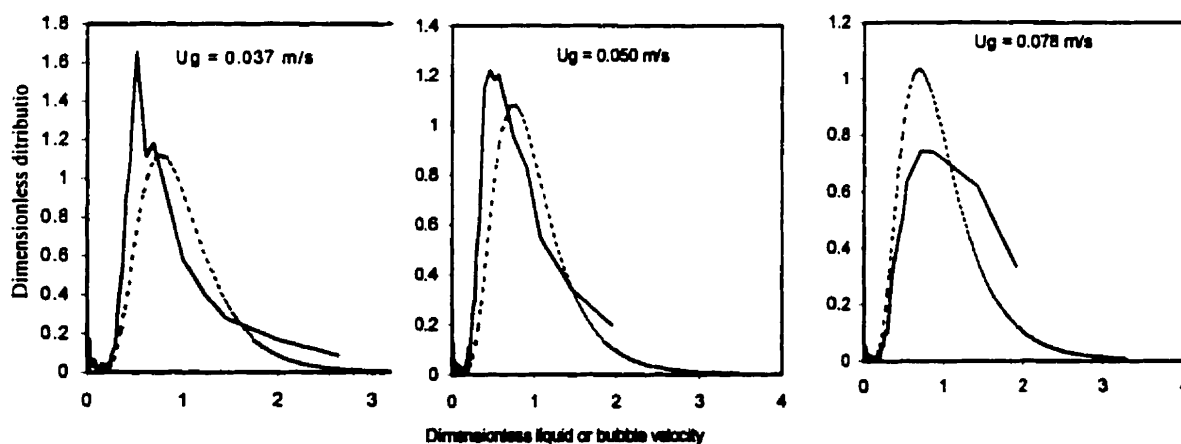


Figure D.3 : même comparaison qu'à la figure D.2. Cependant, les distributions adimensionnelles ont été calculées en considérant la queue (pour  $U_g = 0.050 \text{ m/s}$ ) ou en ne considérant pas la queue (pour  $U_g = 0.078 \text{ m/s}$ ) ; ce sont les considérations opposées à celles qui ont permis d'obtenir les distributions de la figure D.2. Les symboles sont les mêmes que celles identifiées à la figure 4.6.